



Universidade Federal
de São João del-Rei

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO JOÃO DEL-REI
CAMPUS ALTO PARAÓPEBA**

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO DA FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA
EM BATELADA E BATELADA ALIMENTADA:
ESTUDOS DE CASO**

JOSIANE DOS SANTOS SILVA

Orientador: Prof. Dr. Edson R. Nucci

**Ouro Branco
Agosto/2021**

JOSIANE DOS SANTOS SILVA

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO DA FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA
EM BATELADA E BATELADA ALIMENTADA:
ESTUDOS DE CASO**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado ao Curso de Engenharia de
Bioprocessos da Universidade Federal de
São João del-Rei, Campus Alto Paraopeba,
como parte das exigências para a obtenção
do título de Bacharel em Engenharia de
Bioprocessos.

Orientador: Prof. Dr. Edson Romano Nucci

Ouro Branco

Agosto/2021

Ficha catalográfica elaborada pela Divisão de Biblioteca (DIBIB)
e Núcleo de Tecnologia da Informação (NTINF) da UFSJ,
com os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

S586m Silva, Josiane dos Santos.
MODELAGEM E SIMULAÇÃO DA FERMENTAÇÃO ALCÓOLICA EM
BATELADA E BATELADA ALIMENTADA: ESTUDOS DE CASO /
Josiane dos Santos Silva ; orientador Edson Romano
Nucci. -- Ouro Branco, 2021.
43 p.

Trabalho de Conclusão (Graduação - Engenharia de
Bioprocessos) -- Universidade Federal de São João
del-Rei, 2021.

1. Produção de etanol. 2. Fermentação alcoólica . 3.
Simulação em batelada e batelada alimentada. 4.
Otimização da batelada alimentada. I. Romano Nucci,
Edson , orient. II. Título.

JOSIANE DOS SANTOS SILVA

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO DA FERMENTAÇÃO ALCÓOLICA
EM BATELADA E BATELADA ALIMENTADA:
ESTUDOS DE CASO**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado ao Curso de Engenharia de
Bioprocessos da Universidade Federal de
São João del-Rei, Campus Alto Paraopeba,
como parte das exigências para a obtenção
do título de Bacharel em Engenharia de
Bioprocessos.

Orientador: Prof. Dr. Edson Romano Nucci

Ouro Branco, 16 de agosto de 2021

Banca examinadora:

Profa. Marília Magalhães Gonçalves. – DQBIO/UFSJ

Prof. Enio Nazaré de Oliveira Junior – DQBIO/UFSJ

Prof. Dr. Edson Romano Nucci UFSJ/DQBIO - Orientador

Ouro Branco

Agosto/2021

RESUMO

A produção de etanol é um dos grandes sucessos tecnológicos do Brasil, por isso cada vez mais se investe em pesquisas que buscam avanço ainda maior da rentabilidade deste processo. Uma das formas é por meio da modelagem matemática e simulação do processo. O presente trabalho teve o objetivo modelar e simular o processo de fabricação de etanol em batelada e batelada alimentada, em estudo de casos, de forma a observar a produção em diferentes condições, isto é, uma verificação de sensibilidade paramétrica em $\pm 10\%$ do valor original. Foram realizadas simulações no processo em batelada em três concentrações iniciais de substrato (162,0, 180,0 e 198,0 g.L⁻¹) e em três concentrações iniciais de células (10,8, 12,0 e 13,2 g.L⁻¹). No processo em batelada alimentada foram feitas as mesmas simulações, além da simulação em três variações de vazão de alimentação (0,252, 0,280 e 0,308 L.h⁻¹). Posteriormente, foi realizada a otimização da batelada alimentada por meio de um algoritmo genético, para maximizar a produtividade de etanol, por meio da obtenção de ótimas vazões de alimentação. Na otimização foram realizadas simulações com as mesmas variações propostas para batelada alimentada, com o diferencial da simulação considerando diferentes tempos de enchimento (3 h, 5 h e 7 h), em vez das vazões. A otimização do modelo para batelada alimentada possibilitou um aumento de aproximadamente 45,6% na concentração de etanol final obtida no biorreator, em relação as simulações em batelada alimentada não otimizada. Os resultados mostraram a influência das concentrações de substrato e células iniciais sobre a concentração final de produto.

Palavras-chave: Produção de etanol; Fermentação alcoólica; Simulação em batelada e batelada alimentada; Otimização da batelada alimentada.

ABSTRACT

The ethanol production is one of the great technological successes in Brazil, and for this reason more and more is being invested in research that seeks to further advance the profitability of this process. One of the ways is through mathematical modeling and simulation of the process. The present work had objective of modeling and simulating the ethanol manufacturing process in batch and fed-batch of a case study, to observe the production under different conditions, i.e., a verification of parametric sensitivity at $\pm 10\%$ of the original value. Simulations were performed in the batch process at three initial substrate concentrations (162,0, 180,0 e 198,0 g.L⁻¹) and at three initial cell concentrations (10,8, 12,0 e 13,2 g.L⁻¹). In the fed-batch process, the same simulations were performed, besides the simulation in three variations of feed flow rate (0,252, 0,280 e 0,308 L.h⁻¹). Subsequently, the fed-batch optimization was performed using a genetic algorithm to maximize ethanol productivity by obtaining optimal feed rates. In the optimization, simulations were performed with the same variations proposed for fed-batch, with the differential of simulating using different filling times (3 h, 5 h and 7 h), instead of the flow rates. The optimization of the fed-batch model allowed an increase of approximately 45.6% in the final ethanol concentration obtained in the bioreactor, in relation to the simulations in non-optimized fed-batch. The results showed the influence of the initial substrate and cell concentrations on the final product concentration.

Keywords: Ethanol Production; Alcoholic fermentation; Simulation in batch and fed-batch; Optimization of fed-batch.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Processo Fermentativo em Batelada	12
Figura 2 - Processo Fermentativo em Batelada Alimentada	13
Figura 3 - Processo Fermentativo Contínuo.....	14
Figura 4- Processo Tradicional de Produção de Etanol	15
Figura 5 - Bioquímica da Fermentação Alcoólica por <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	17
Figura 6 - Fluxograma das etapas de funcionamento de um algoritmo genético.	28
Figura 7 – Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol para fermentação em batelada com $C_{S0}=198,0 \text{ g.L}^{-1}$ (---), $C_{S0}=180,0 \text{ g.L}^{-1}$ (—) e $C_{S0}=162,0 \text{ g.L}^{-1}$ (----).....	30
Figura 8 – Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol, para fermentação em batelada com $C_{X0}=13,2 \text{ g.L}^{-1}$ (---), $C_{X0}=12,0 \text{ g.L}^{-1}$ (—) e $C_{X0}=10,8 \text{ g.L}^{-1}$ (----).....	31
Figura 9 – Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol para fermentação em batelada alimentada com $C_{S0}=198,0 \text{ g.L}^{-1}$ (---), $C_{S0}=180,0 \text{ g.L}^{-1}$ (—) e $C_{S0}=162,0 \text{ g.L}^{-1}$ (----).	33
Figura 10 – Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol para fermentação em batelada alimentada, com $C_{X0}=33,0 \text{ g.L}^{-1}$ (---), $C_{X0}=30,0 \text{ g.L}^{-1}$ (—) e $C_{X0}=27,0 \text{ g.L}^{-1}$ (----).	34
Figura 11 - Perfis de concentração de células, substrato e etanol para diferentes vazões de alimentação no processo de batelada alimentada, $F= 0,308 \text{ L.h}^{-1}$ (---), $F=0,280 \text{ L.h}^{-1}$ (—) e $F=0,252 \text{ L.h}^{-1}$ (----).	35
Figura 12 – Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol para fermentação em batelada alimentada otimizada, com $C_{S0}=198,0 \text{ g.L}^{-1}$ (---), $C_{S0}=180,0 \text{ g.L}^{-1}$ (—) e $C_{S0}=162,0 \text{ g.L}^{-1}$ (----).....	37
Figura 13 - Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol para fermentação em batelada alimentada otimizada, com $C_{X0}=33,0 \text{ g.L}^{-1}$ (---), $C_{X0}=30,0 \text{ g.L}^{-1}$ (—) e $C_{X0}=27,0 \text{ g.L}^{-1}$ (----).....	38
Figura 14 – Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol para fermentação em batelada alimentada otimizada, com $t_E=7 \text{ h}$ (---), $t_E=5 \text{ h}$ (—) e $t_E=3 \text{ h}$ (----).	39

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Modelos matemáticos para fermentação alcoólica disponíveis na literatura.	21
Tabela 2 - Parâmetros da fermentação em batelada a 34 °C.	27
Tabela 3 - Parâmetros e condições experimentais da fermentação em batelada alimentada a 34 °C.....	27
Tabela 4 - Parâmetros do algoritmo genético.....	29
Tabela 5 - Comparação entre os resultados obtidos em relação a concentração final de etanol e o tempo de fermentação.....	40

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	8
2. OBJETIVOS	10
2.1. Objetivo Geral	10
2.2. Objetivos Específicos	10
3. REVISÃO DA LITERATURA	11
3.1. Etanol	11
3.2. Processos Fermentativos	11
3.2.1. Batelada	11
3.2.2. Batelada Alimentada	12
3.2.3. Processo Contínuo	13
3.3. Processo de Produção de Etanol no Brasil	14
3.4. Bioquímica da Fermentação Alcoólica	16
3.5. Cinética da Fermentação Alcoólica	18
3.6. Fatores que afetam a Fermentação Alcoólica	18
3.7. Modelagem do Crescimento Celular	20
3.8. Simulação do processo	22
3.9. Scilab®	23
4. METODOLOGIA	24
4.1. Modelagem Matemática	24
4.1.1. Batelada	24
4.1.2. Batelada Alimentada	25
4.2. Simulações	26
4.3. Otimização da batelada alimentada	28
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	30
5.1. Simulação do modelo	30
5.1.1. Simulação em batelada	30
5.1.2. Simulação em batelada alimentada	32
5.2. Batelada alimentada com otimização	36
6. CONCLUSÕES	41
7. BIBLIOGRAFIA	42

1. INTRODUÇÃO

A produção de etanol no Brasil tem como principal matéria prima a cana de açúcar (*Saccharum officinarum* L.), uma gramínea rica em sacarose, que através de um processo fermentativo pela ação da levedura *Saccharomyces cerevisiae*, tem seu dissacarídeo transformado em etanol (C_2H_6O) e gás carbônico (CO_2) (LIMA, 2012). O etanol de cana-de-açúcar representa um caso de sucesso tecnológico para o país. A indústria de cana-de-açúcar mantém o maior sistema de energia comercial de biomassa no mundo, por meio da produção de etanol e do uso de bagaço e palha para geração de eletricidade (SCHULZ, 2010; WU et al., 2011).

O uso de etanol à base de cana-de-açúcar não resulta em emissões significativas de gases de efeito estufa. Segundo estudos feitos pela Embrapa Agrobiologia, a produção e o consumo do etanol de cana-de-açúcar brasileiro emitem 73% menos dióxido de carbono (CO_2), um dos principais gases causadores do efeito estufa, do que os processos de obtenção e de queima da gasolina comercializada no país (MARQUES, 2009). Isto se deve ao fato que o CO_2 liberado no processo é reabsorvido pela fotossíntese durante o crescimento da cana-de-açúcar. Toda a energia gasta durante a produção de etanol pode vir do bagaço que é usado para gerar eletricidade (GOLDEMBERG; COELHO; GUARDABASSI, 2008).

O primeiro fator ambiental positivo da utilização do etanol foi a substituição do composto chumbo tetraetila. O composto era utilizado na gasolina para aumentar a sua octanagem, porém é tóxico para o ser humano. Adicionado à gasolina, o etanol anidro também aumenta a octanagem da gasolina, possibilitando a eliminação dos efeitos danosos provocados pelo chumbo tetraetila. O Brasil foi um dos primeiros países do mundo a eliminar o chumbo inteiramente de gasolina em 1991 (CARDONA; SANCHEZ, 2007; GOLDEMBERG; COELHO; GUARDABASSI, 2008).

Com o término da safra 2019/20, houve a confirmação do crescimento na produção da cana-de-açúcar em comparação à temporada anterior. Foram mais de 642,7 milhões de toneladas colhidas, representando aumento de 3,6% em relação a 2018/19. A produção total de etanol, proveniente da cana-de-açúcar e do milho, é de 35,6 bilhões de litros, acréscimo de 7,5% em relação à safra passada (CONAB, 2020).

A eficiência e viabilidade econômica deste processo biotecnológico são alcançadas a partir de três parâmetros fundamentais: a eficiência na extração da matéria prima açucarada (ou seja, do caldo de cana), a eficiência do micro-organismo na transformação da matéria prima em produto e um sistema industrial apropriado, com equipamentos e condições que favoreçam a ação do micro-organismo (MILANEZ et al., 2012; ANDRADE et al., 2009).

Grande parte dos processos fermentativos industriais são conduzidos em batelada alimentada, já que este é o modo de operação mais efetivo para se lidar com problemas como inibição pelo substrato, repressão catabólica etc. Assim, a habilidade de se controlar estes processos é de extrema importância, no sentido de se obter produtividades mais altas, melhora na uniformidade dos produtos e redução dos custos operacionais (COSTA et.al., 1996).

Para possibilitar um avanço ainda maior da rentabilidade deste processo, através do desenvolvimento tecnológico, torna-se necessário aprofundar ainda mais os estudos baseados em modelagem matemática e simulação do processo. Tal ferramenta possibilita prever o comportamento dinâmico e estacionário do processo, inclusive para condições não testadas empiricamente, determinando condições de operação ótimas, auxiliando no projeto e ajuste de sistemas de controle, sendo que o modelo matemático formulado constitui parte integrante do mesmo (SCHMIDELL; FACCIOTTI, 2001).

2. OBJETIVOS

2.1. Objetivo Geral

Modelar e simular a fermentação alcoólica em batelada e batelada alimentada e a otimização do processo, de forma a observar a produção em diferentes condições.

2.2. Objetivos Específicos

- Simular o efeito da concentração inicial de substrato e células na produção de etanol em Batelada em diferentes variações;
- Simular o efeito da concentração inicial de substrato e células na produção de etanol em Batelada alimentada em diferentes variações;
- Simular o efeito da vazão de alimentação na produção de etanol em batelada alimentada;
- Otimizar a fermentação em batelada alimentada;
- Testar o efeito do tempo de enchimento do biorreator na produção de etanol.

3. REVISÃO DA LITERATURA

3.1. Etanol

Segundo a Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), o etanol ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$), ou álcool etílico, pode ser obtido a partir do processamento e fermentação de cana de açúcar, milho, beterraba, batata, entre outros. Na indústria sucroalcooleira brasileira, a cana é a matéria-prima mais utilizada e pode ter dois destinos: produção de açúcar ou etanol. Atualmente, o Brasil produz etanol de 1ª geração e 2ª geração. Os automóveis que circulam no País utilizam duas categorias de etanol: hidratado e anidro. O hidratado é usado diretamente em motores desenvolvidos para este fim ou em motores com tecnologia flex. O anidro é misturado à gasolina, sem prejuízo para os motores, em proporções variáveis, de acordo com a vigência legal.

O etanol é uma fonte de energia alternativa para ser utilizado como substituto aos combustíveis fósseis, sendo o biocombustível mais utilizado mundialmente (NIGAM; SINGH, 2011). O Brasil possui uma vocação natural para a produção desse biocombustível, devido à sua vasta extensão territorial, combinada com o clima e relevo favoráveis. O Brasil é hoje um dos produtores mais competitivo no mundo e uma referência mundial na produção de etanol de primeira geração, obtido principalmente a partir da cana-de-açúcar (AMORIM et al., 2011).

3.2. Processos Fermentativos

A produção de etanol pode ser conduzida de quatro maneiras diferentes: descontínua (Batelada), semicontínua, descontínua alimentada ou contínua. Estes processos podem ser realizados com ou sem recirculação de fermento (SCHIMIDELL; FACCIOITI, 2001).

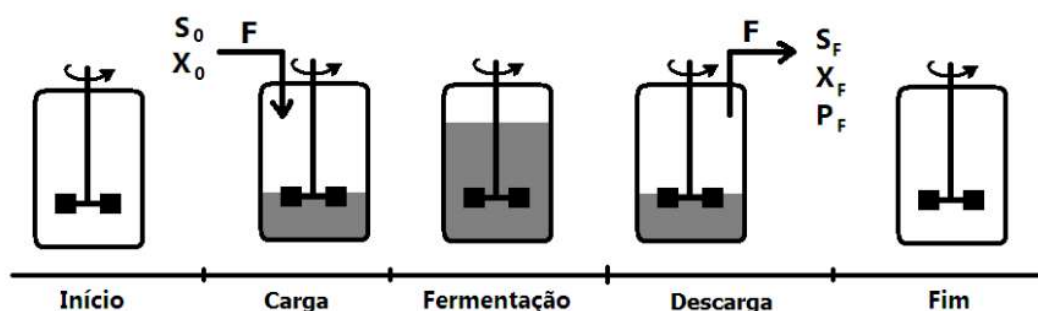
3.2.1. Batelada

O processo descontínuo ou batelada simples (Figura 1) é o mais seguro quando é necessário manter a assepsia, pois ao final de cada batelada o reator deve ser esterilizado juntamente com o novo meio de cultura, recebendo um novo inóculo, o qual poderá sofrer todos os controles necessários, a fim de assegurar a presença

única do microrganismo responsável pelo processo (SCHIMIDELL; FACCIOITI, 2001).

A fermentação descontínua pode levar a baixos rendimentos e/ou produtividades, quando o substrato é adicionado de uma só vez no início da fermentação devido a efeitos de inibição, repressão, ou desvio do metabolismo celular a produtos que não interessam (CARVALHO; SATO, 2001).

Figura 1 - Processo Fermentativo em Batelada



Fonte: SCHMIDELL et al., 2001.

3.2.2. Batelada Alimentada

Basicamente, o processo descontínuo alimentado é definido como uma técnica em processos microbianos, onde um ou mais nutrientes são adicionados ao fermentador durante o cultivo e em que os produtos aí permanecem até o final da fermentação. A vazão de alimentação pode ser constante ou variar com o tempo, e a adição de mosto pode ser de forma contínua ou intermitente (CARVALHO; SATO, 2001).

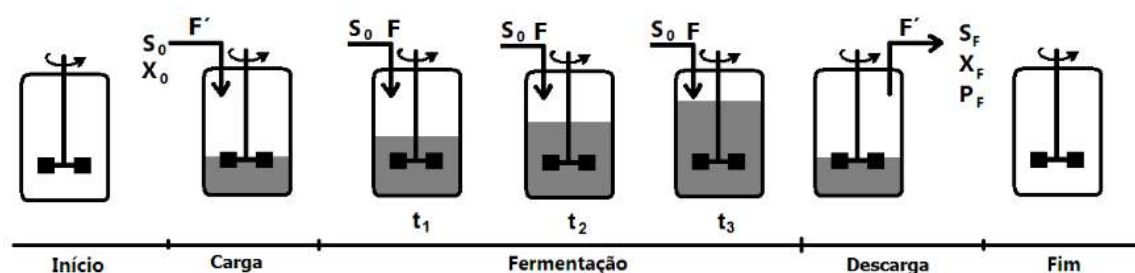
Em tais processos, especialmente naqueles com altas densidades celulares, a produtividade é alta devido ao grande número de células viáveis no meio em fermentação. A batelada alimentada permite o controle da concentração de açúcar, minimizando os efeitos de inibição pelo substrato e permitindo a adição do mesmo nos momentos mais propícios durante a fermentação (MCNEIL; HARVEY, 1990).

Desta forma, segundo AMORIM (2005) e SHMIDELL e FACCIOITI (2001), a utilização do processo em batelada alimentada apresenta maior rendimento, possibilidade de aumento do teor alcoólico e consequente redução da quantidade de

vinhaça produzida, além de maior flexibilidade do processo e menor susceptibilidade às contaminações, comparado aos processos contínuos.

Uma alternativa bastante utilizada neste tipo de processo é o reciclo de células (leveduras). A separação das leveduras do mosto fermentado é feita em centrífugas ou sedimentadores pela diferença de dimensões e densidades. Assim, durante a centrifugação ou decantação, boa parte das bactérias presentes no mosto é arrastada com o vinho. Após a separação da levedura do vinho, o fermento sofre um tratamento com ácido sulfúrico na cuba de tratamento. As bactérias remanescentes não conseguem sobreviver à alta concentração de íons hidrogênio, ocorrendo o mesmo com as células velhas de levedura, enquanto as células jovens resistem muito bem ao baixo pH. Após o tratamento ácido, as leveduras retornam ao processo de fermentação, também chamado de pé-de-cuba (VIEGAS, 1999; BORGES, 2008). A Figura 2 ilustra um esquema de um processo fermentativo em Batelada Alimentada.

Figura 2 - Processo Fermentativo em Batelada Alimentada



Fonte: SCHMIDELL et al., 2001.

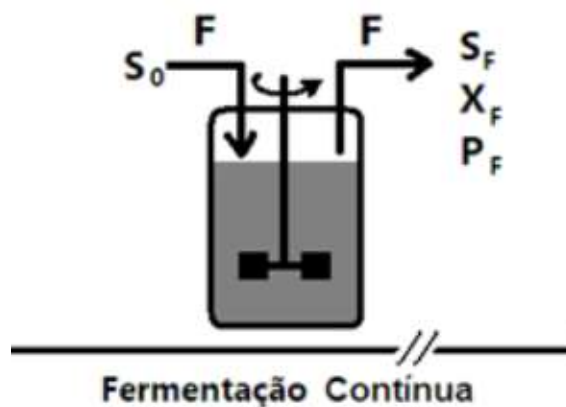
3.2.3. Processo Contínuo

O processo contínuo caracteriza-se por ser um sistema que pode operar por longos períodos em estado estacionário. A manutenção de volume constante de líquido no reator é de primordial importância, a fim de que o sistema atinja a condição de estado estacionário ou regime permanente, condição na qual as variáveis de estado (concentração de células, de substrato limitante e de produto) permanecem constantes ao longo do tempo de operação do sistema. Entretanto, a manutenção de volume constante no reator significa teoricamente a necessidade de se contar com vazões idênticas de alimentação e de retirada de meio, o que é praticamente impossível na prática (FACCIOTTI, 2001).

A fermentação contínua (Figura 3) é um processo que requer maior conhecimento do comportamento do microrganismo em relação ao meio ambiente onde ele atua. Fatores como pH, temperatura, concentração de sacarose, etanol, biomassa, viabilidade celular, dentre outros, influenciam na produtividade do sistema, exigindo maior controle sobre o processo (ATALA et al., 2000).

É necessário um maior investimento inicial na planta, há ocorrências de mutações genéticas e possível seleção de uma variedade menos produtiva ou ainda a possibilidade maior de contaminação bacteriana por se tratar de um sistema aberto, são algumas das desvantagens deste tipo de processo de fermentação (SOUZA, 2009).

Figura 3 - Processo Fermentativo Contínuo



Fonte: SCHMIDELL et al., 2001.

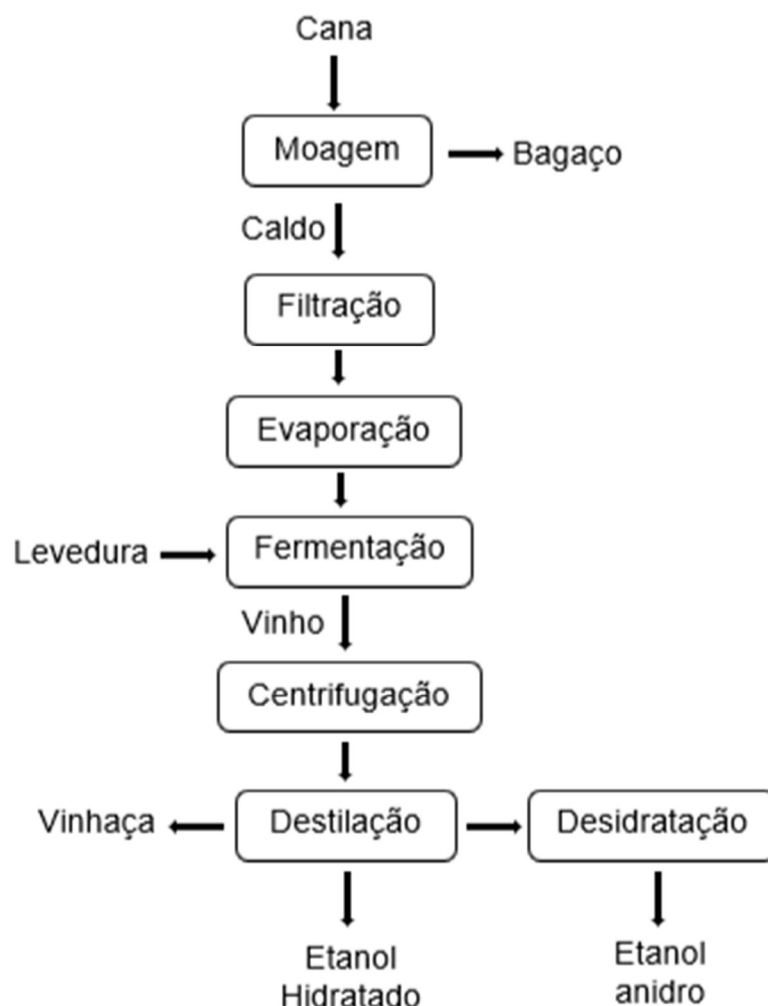
3.3. Processo de Produção de Etanol no Brasil

O Brasil alcançou a maior produção de etanol da história, com um total de 35,6 bilhões de litros provenientes da cana-de-açúcar e do milho na safra 2019/2020. Isso representa um acréscimo de 7,5% em comparação a 2018/19. A estimativa de produção total de etanol a partir da cana-de-açúcar é de 34 bilhões de litros, um aumento de 5,1% sobre a safra anterior. (CONAB, 2020).

No Brasil existem dois tipos de indústria de produção de etanol. A destilaria autônoma que produz etanol exclusivamente a partir do caldo da cana e a destilaria anexa a uma fábrica de açúcar. A anexa, além de utilizar o caldo proveniente da cana, pode utilizar produtos intermediários e subprodutos da produção de açúcar para

compor o mosto de alimentação (BARRETO; COELHO, 2012). A Figura 4 ilustra um fluxograma do processo tradicional de produção de Etanol.

Figura 4- Processo Tradicional de Produção de Etanol



Fonte: Adaptado de SANTOS, 2019.

O etanol é essencialmente produzido através dos processos de fermentação alcoólica e destilação. A principal característica que distingue o processo brasileiro de outros bioprocessos em todo o mundo é a reciclagem de células da levedura (WHEALS et al., 1999). Fermentações industriais são realizadas com alta densidade de células (8-12% p/v) em grandes fermentadores e em curtos períodos (6-12 horas). Aproximadamente, 85% de todas as destilarias brasileiras utilizam o processo de fermentação em batelada alimentada, enquanto os restantes 15% executam fermentações contínuas (GODOY et al., 2008).

No final do processo de fermentação, concentrações alcoólicas alcançam 7-11% (v/v), enquanto açúcares residuais representam menos de 0,1% (p/v). Após a fermentação, o vinho bruto é centrifugado para separar as células de levedura em um creme que é diluído com água antes do tratamento com ácido sulfúrico (pH 2,0-2,5 por 2-3 horas), enquanto o vinho centrifugado vai para destilação. Após o tratamento com ácido sulfúrico diluído, as células de levedura retornam para os fermentadores para iniciar um novo ciclo de fermentação.

No Brasil, a espécie que apresenta a melhor adaptação às condições industriais é a *Saccharomyces cerevisiae*. Também existem outras espécies do mesmo gênero e outros gêneros isolados em destilarias no Brasil, como por exemplo, *S. ellypsoides*, *S. fragilis*, *S. coreanus*, *S. bayanus*, *S. chevalieri*, *S. pretoriensis* (*Torulaspora pretoriensis*) e *Schizosaccharomyces pombe*, entre outras (CINELLI, 2012).

3.4. Bioquímica da Fermentação Alcoólica

Bioquimicamente, a fermentação é a oxidação incompleta do açúcar, gerando como subproduto um composto orgânico oxidável. Inicialmente a sacarose, que é o seu açúcar de reserva sofre hidrólise pela enzima invertase sendo convertida em glicose e frutose. Ambas entram na via glicolítica e, através de uma sequência de reações, são convertidas em piruvato. Este, primeiramente é descarboxilado pela enzima piruvato descarboxilase, formando acetaldeído e liberando CO₂. Posteriormente o acetaldeído é reduzido a etanol, sendo essa reação catalisada pela enzima álcool desidrogenase (MISSAWA, 2009).

De forma global, pode-se representar a fermentação alcoólica pela equação de Gay-Lussac (Equação 1). Na qual se observa que 1 mol de glicose (180 g) produz 2 mols de etanol (92 g), 2 mols de dióxido de carbono (CO₂) (88 g) e 57 kcal de energia (LEHNINGER et al., 1995; KOLB, 2002).



A levedura é capaz de utilizar a sacarose presente na cana de açúcar quase que de forma imediata, a *Saccharomyces cerevisiae* dispõe de dois tipos de invertase, uma na forma extracelular ou periplasmática, e outra intracelular, sendo que a extracelular apresenta-se como uma glicoproteína com cerca de 50% de carboidratos

3.5. Cinética da Fermentação Alcoólica

Segundo Andrietta (1994), o conhecimento da cinética do processo de fermentação alcoólica é imprescindível não somente para a correção de falhas, mas também para elaborar uma estratégia de controle eficiente para as unidades industriais de produção de etanol, visando sobretudo, maximizar suas eficiências.

O objetivo do estudo da cinética de fermentação é relacionar a produtividade com as taxas de crescimento celular, consumo de substrato, formação de produtos e demais parâmetros relacionados. Assim como todo modelo matemático, a complexidade da descrição cinética depende da aplicação realizada e dos parâmetros envolvidos (BORGES, 2008).

Segundo Bailey e Ollis (1986), os modelos cinéticos normalmente usados em fermentações podem ser divididos em: não-estruturados e não segregados, nos quais as células de microrganismos são consideradas como soluto; estruturados e não-segregados, onde as células são tratadas como seres individuais de múltiplos componentes, porém com composição média semelhante; não-estruturados e segregados, onde as células são tratadas como seres individuais distintos, porém descritos por um único componente; e estruturados e segregados, onde as células de microrganismos são consideradas como indivíduos distintos e formados por múltiplos componentes. Para o estudo da fermentação alcoólica, o modelo não-estruturado e não segregado é o mais utilizado para descrever o comportamento das variáveis envolvidas.

A complexidade da descrição cinética que é requerida e apropriada depende das situações físicas e da aplicação pretendida. Não é possível ou praticável a formulação de um modelo que inclua todas as características e detalhes celulares. O modelo deve ser formulado a partir de algumas aproximações (STREMEL, 2001).

3.6. Fatores que afetam a Fermentação Alcoólica

i. pH

O pH é um fator significativo para as fermentações industriais devido à sua importância tanto no controle da contaminação bacteriana quanto ao seu efeito sobre o crescimento da levedura, taxa de fermentação e formação de subprodutos. O pH

ótimo utilizado nas usinas fica na faixa de 4 a 5, sendo de 4,5 a 5,5 o pH geralmente encontrado nos mostos industriais (AMORIM et al., 1996).

ii. Temperatura

A temperatura é um fator muito importante na fermentação alcoólica. As leveduras atuam melhor nas fermentações em temperaturas de 28 e 35°C. Temperaturas elevadas afetam o comportamento da levedura e diminuem o teor alcoólico do vinho, além de contribuir para a multiplicação bacteriana. Com o aumento da temperatura a toxidez do etanol sobre o fermento é intensificada, causando perda de viabilidade celular e causando baixo rendimento (AMORIM et al., 1996; BORGES, 2008).

iii. Substrato

O aumento da osmolaridade externa provocada pelo excesso de substrato resulta no estresse da levedura, provocando redução do crescimento e perda de viabilidade (DIAS, 2008; SOUZA, 2009; SCHULZ 2010). A inibição pelo substrato é tóxica, pois desativa importantes enzimas, além de modificar o caminho metabólico que é vital à sobrevivência da levedura. O efeito inibidor provocado pelo substrato na fermentação alcoólica ocorre quando a concentração supera 150 g/L (THATIPALAMA; ROHANI; HILL, 1992).

iv. Oxigênio

A fermentação alcoólica é inibida na presença de grandes concentrações de oxigênio, fenômeno este denominado "Efeito Pasteur". Este efeito está intimamente associado ao estado fisiológico da célula, sendo que se manifesta principalmente nas leveduras que não estão na fase de crescimento (fase estacionária) nas quais ocorre nítida diminuição do consumo específico de glicose (STECKELBERG, 2001).

v. Etanol

A toxidez do etanol afeta o metabolismo celular, diminuindo a velocidade de formação do mesmo, em concentrações acima de 40 g.L⁻¹, chegando a inibir completamente o crescimento das leveduras quando atinge concentrações em torno de 95 g.L⁻¹ em cultivos a 34°C (AIBA et al., 1968; MAIORELLA et al., 1983).

vi. Viabilidade Celular

Quanto maior for a viabilidade celular melhor será o desempenho do processo. Na literatura foi observado que a viabilidade celular diminui continuamente em anaerobiose, mas permanece acima de 95% em aerobiose num sistema de fermentação a vácuo. O aumento da temperatura de fermentação produz uma forte diminuição da viabilidade celular, devido ao aumento das taxas de produção e acúmulo de etanol no meio e nas células (STECKELBERG, 2001).

vii. Contaminação Bacteriana

A contaminação bacteriana é um dos fatores preponderantes dentre aqueles que afetam a fermentação alcoólica, posto que é o mais frequente agente estressante presente. Trabalhos efetuados em laboratório e os dados da indústria são coincidentes quanto ao prejuízo que a contaminação pode exercer no rendimento da fermentação (AMORIM et al., 1996).

3.7. Modelagem do Crescimento Celular

O tipo de modelo mais encontrado na literatura para descrever a fermentação alcoólica é do tipo não-estruturado e não-segregado. A equação mais simples e popular para descrever o crescimento microbiano é a equação de Monod (Equação 2) que assume a presença de substrato como limitante para o crescimento (HAN; LEVENSPIEL, 1988). Entretanto, sabe-se que a equação de Monod só é aplicável onde a presença de inibidores não acontece (LUONG, 1985).

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{s}{s+K_s} \quad (2)$$

Onde,

K_s	Constante de saturação,
S	Concentração de substrato final,
μ_{max}	Velocidade máxima de reação,
μ	Velocidade de reação.

A Tabela 1 descreve alguns modelos matemáticos para fermentação alcoólica disponíveis na literatura.

Tabela 1 - Modelos matemáticos para fermentação alcoólica disponíveis na literatura.

MODELO MATEMÁTICO	CARACTERÍSTICAS	AUTORES
$\mu = \mu_{max} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S} \right) \cdot \left(\frac{K_i}{K_i + S} \right)$	• Substrato limitante • Inibição pela concentração de substrato	MOSER (1958) (apud HISS, 2001).
$\mu = \mu_{max} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S} \right) \cdot (1 - K_p \cdot P)$	• Substrato limitante • Inibição pela concentração de produto	HINSHELWOOD (1946) (apud MULCHANDANI; LUONG, 1989).
$\mu = \mu_{max} \cdot e^{-K_p \cdot P} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S} \right)$	• Substrato limitante • Inibição pela concentração de produto	AIBA; SHODA; NAGATANI (1968)
$\mu = \mu_{max} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S + \frac{S^2}{K_i}} \right) \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{max}} \right)$	• Substrato limitante • Inibição pelo substrato • Inibição linear pelo produto	GHOSE; TYAGI (1979)
$\mu = \mu_{max} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S} \right) \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{max}} \right)^n$	• Substrato limitante • Inibição de potência pelo produto	LEVENSPIEL (1980)
$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S + \frac{S^2}{K_{IS}}} \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{max}} \right)^n$	• Substrato limitante • Inibição pelo substrato e pelo produto	ANDREWS (1968); LEVENSPIEL (1980)
$\mu = \mu_{max} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S} \right) \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{max}} \right) \cdot \left(\frac{K_p}{P + K_p} \right)$	• Substrato limitante • Inibição parabólica pelo produto	SEVELY et al. (1980) (apud TOSETTO, 2002)
$\mu = \mu_{max} \cdot e^{-K_1 \cdot P - K_2 \cdot S} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S} \right)$	• Substrato limitante • Inibição exponencial pelo substrato e pelo produto	JIN et al. (1981)
$\mu = \mu_{max} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S} \right) \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{max}} \right)^n \cdot \left(1 - \frac{X}{X_{max}} \right)^m$	• Substrato limitante • Inibição pelo produto e altas concentrações de células	LEE; PAGAN; ROGERS (1983)

$\mu = \mu_{max} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S} \right) \cdot \left(1 - \frac{S}{S_{max}} \right)$	• Substrato limitante • Inibição pela concentração de substrato	LUONG (1987)
$\mu = \mu_{max} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S} \right) \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{max}} \right)^n \cdot \left(1 - \frac{S}{S_{max}} \right)^m$	• Substrato limitante • Inibição pela concentração de substrato e produto	HAN; LEVENSPIEL, (1988)
$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \cdot \frac{K_p}{K_p + P}$	• Substrato limitante • Inibição pela concentração de produto	JERUSALIMSKY, (1989) (apud BIROL et al., 1998)
$\mu = \mu_{max} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S + \frac{S^2}{K_i}} \right) \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{max}} \right)^n$	• Substrato limitante • Inibição pelo substrato • Inibição de potência pelo produto	TOSETO (2002)
$\mu = \mu_{max} \cdot e^{(-K_i \cdot S)} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S} \right) \cdot \left(1 - \frac{P}{P_{max}} \right)^n \cdot \left(1 - \frac{X}{X_{max}} \right)^m$	• Substrato limitante • Inibição pela concentração de substrato, produto e células	ATALA et al. (2001)
$\mu = \frac{1}{1 + e^{td-t}} \left(\frac{\mu_{max} \cdot S}{K_S + S} \right) \cdot \frac{K_p}{K_p + P}$	• Substrato limitante • Inibição pela concentração de produto	SANSONETTI et al. (2011)

Fonte: Adaptado de ZANARDI M. S., 2016.

3.8. Simulação do processo

A simulação computacional de processos vem sendo usada cada vez com mais frequência, tornando-se uma excelente ferramenta de apoio na otimização de processos, já que permite o ajuste de parâmetros de entrada e condições de operação, os quais poderiam ser implementados em situações reais em escala piloto ou industrial (JARZEBSKI et. al., 2010).

A simulação de processos é capaz de explicar por meio da modelagem matemática o comportamento dos processos, gerando vários cenários experimentais, além de analisar estratégias para sua operação. Atualmente para a construção e operação de plantas industriais, são utilizados modelos matemáticos e software computacional para se ter uma visão do processo, ou seja, simulação de vários cenários de comportamento dentro dos sistemas (SAWAKI, 2015).

3.9. Scilab®

O *software* Scilab®, desenvolvido pelas empresas francesas INRIA e ENPEC como uma alternativa ao Matlab®, com poder computacional que vai desde o cálculo numérico ao processamento de sinal e design de sistemas de controle, é disponibilizado como software de licença livre, permitindo ao usuário ter acesso ao seu código fonte e alterá-lo da melhor forma que se adapte às suas necessidades, tudo isso de forma totalmente gratuita (SILVA et. al, 2018).

4. METODOLOGIA

O presente trabalho foi baseado nos trabalhos de VELOSO et al. (2019) e SONEGO et al. (2018), usando como base a fermentação em batelada, conduzida a 34°C, com concentração inicial de substrato de 180,0 g.L⁻¹ e concentração inicial de células de 12,0 g.L⁻¹. Também na fermentação em batelada alimentada, conduzida a 34°C, com concentração inicial de substrato de 180,0 g.L⁻¹, concentração inicial de células de 30,0 g.L⁻¹, e tempo de alimentação do reator de 5 h. Foram escolhidos os experimentos conduzidos a 34 °C pois reproduzem as condições utilizadas na indústria.

Por meio dos dados obtidos por VELOSO et al. (2019) e SONEGO et al. (2018), foram realizadas simulações no *software* Scilab 5.4.1, a fim de encontrar as melhores condições de trabalho visando uma maior produção de etanol. Foram determinados os parâmetros de trabalho dentro do processo para atingir o objetivo desejado.

4.1. Modelagem Matemática

4.1.1. Batelada

As equações matemáticas foram deduzidas por VELOSO et al. (2019) e SONEGO et al. (2018), obtidas a partir dos balanços de massa para células variáveis (X), etanol (E) e substrato (S), considerando a vazão de alimentação do mosto igual a zero (F=0).

$$\frac{dC_X}{dt} = \mu \cdot C_X \quad (3)$$

$$\frac{dC_S}{dt} = -\frac{1}{Y_{X/S}} \cdot \mu \cdot C_X \quad (4)$$

$$\frac{dC_E}{dt} = \frac{Y_{E/S}}{Y_{X/S}} \cdot \mu \cdot C_X \quad (5)$$

Onde,

μ	velocidade específica de crescimento celular (h ⁻¹),
C_X	concentração de células viáveis (g.L ⁻¹),
C_S	concentração de substrato limitante (ART, g.L ⁻¹),
C_E	concentração de etanol (g.L ⁻¹),

$Y_{X/S}$	coeficiente de rendimento de substrato a células viáveis ($g_{vx}.g_s^{-1}$),
$Y_{E/S}$	coeficiente de rendimento de substrato a etanol ($g_E.g_s^{-1}$).

Para o crescimento celular foi utilizado o modelo híbrido de Andrews-Levenspiel, que considera inibição tanto pelo substrato quanto pelo produto. É o mais adequado para descrever a cinética do processo de fermentação em estudo, pois proporcionou um excelente ajuste aos dados experimentais das fermentações em batelada e batelada alimentada nos trabalhos de VELOSO et al. (2019) e SONEGO et al. (2018).

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{C_S}{K_S + C_S + \frac{C_S^2}{K_{IS}}} \cdot \left(1 - \frac{C_E}{C_{Emax}}\right)^n \quad (6)$$

Sendo,

μ_{max}	velocidade específica máxima de crescimento celular (h^{-1}),
K_S	constante de saturação ($g.L^{-1}$),
K_{IS}	constante de inibição pelo substrato ($g.L^{-1}$),
C_{Emax}	concentração máxima de etanol após o crescimento celular ($g.L^{-1}$),
n	constante adimensional relacionada ao potencial tóxico do produto.

Os coeficientes de rendimentos de substrato em relação a células viáveis e etanol foram, respectivamente, determinados pelas equações:

$$Y_{X/S} = \frac{C_{Xf} - C_{X0}}{C_{S0} - C_{Sf}} \quad (7)$$

$$Y_{E/S} = \frac{C_{Ef} - C_{E0}}{C_{S0} - C_{Sf}} \quad (8)$$

4.1.2. Batelada Alimentada

Foram utilizadas quatro equações diferenciais, obtidas da mesma forma que anteriormente, mas levando em conta no balanço de massa a variação de volume (V) e a alimentação de mosto diferente de zero ($F \neq 0$).

$$\frac{dC_X}{dt} = \left(\mu - \frac{F}{V}\right) \cdot C_X \quad (9)$$

$$\frac{dC_S}{dt} = (C_{SM} - C_S) \cdot \frac{F}{V} - \frac{1}{Y_{X/S}} \cdot \mu \cdot C_X \quad (10)$$

$$\frac{dC_E}{dt} = \frac{Y_{E/S}}{Y_{X/S}} \cdot \mu \cdot C_X - \frac{F}{V} \cdot C_E \quad (11)$$

$$\frac{dV}{dt} = F \quad (12)$$

Sendo,

V	variação do volume (L)
F	vazão de alimentação do mosto (L.h ⁻¹)
C _{SM}	concentração de substrato no mostro (g.L ⁻¹),

Para o crescimento celular utilizou-se o mesmo modelo utilizado para batelada. Os coeficientes Y_{X/S} e Y_{E/S} foram calculados pelas equações:

$$Y_{X/S} = \frac{C_{Xf} \cdot V_f - C_{X0} \cdot V_0}{(V_f - V_0) \cdot C_{SM} - C_{Sf} \cdot V_f} \quad (13)$$

$$Y_{E/S} = \frac{C_{Ef} \cdot V_f}{(V_f - V_0) \cdot C_{SM} - C_{Sf} \cdot V_f} \quad (14)$$

4.2. Simulações

Após a modelagem, a escolha do modelo cinético e determinação dos parâmetros, foi possível iniciar a análise do sistema, por meio das simulações. O processo foi simulado no *software* Scilab 5.4.1, tanto para o processo em batelada, quanto para batelada alimentada. Foram introduzidas no *software* as equações encontradas por meio dos balanços de massa, o modelo de crescimento celular, os parâmetros e as variáveis a serem determinadas. A integração do conjunto de equações diferenciais do modelo foi realizada utilizando-se o algoritmo de quarta ordem de Runge-Kutta.

No processo em batelada foram avaliados o comportamento do modelo variando a concentração iniciais de células e substrato em $\pm 10\%$. Primeiro fixando C_{X0} em 12,0 g.L⁻¹ e variando a concentração de substrato no mosto (C_{S0}) em 10% para mais e para menos. No segundo momento fixou-se C_{S0} em 180,0 g.L⁻¹ e também variou a

concentração de células C_{X0} em 10% para mais e para menos. Em batelada alimentada o seguinte procedimento foi utilizado:

a) Primeiro variou-se a concentração de substrato no mosto (C_{SA}) em $\pm 10\%$, mantendo constante $F=0,280 \text{ L.h}^{-1}$ e C_{X0} em $30,0 \text{ g.L}^{-1}$;

b) Depois verificou-se o comportamento variando a concentração de células iniciais em $\pm 10\%$ e fixando C_{SA} em $180,0 \text{ g.L}^{-1}$ e F em $0,280 \text{ L.h}^{-1}$;

c) Por último foi verificado o comportamento do modelo variando a vazão de alimentação (F) em $\pm 10\%$, fixando C_{X0} em $30,0 \text{ g.L}^{-1}$ e C_{SA} em $180,0 \text{ g.L}^{-1}$.

As Tabelas 2 e 3 apresentam os parâmetros utilizados nas simulações para cada um dos processos estudados.

Tabela 2 - Parâmetros da fermentação em batelada a 34°C .

Parâmetros	Batelada
$Y_{X/S} \text{ (gx/gs)}$	0,0418
$Y_{E/S} \text{ (gE/gs)}$	0,448
$\mu_{\max} \text{ (h}^{-1}\text{)}$	0,220
$K_S \text{ (g/L)}$	78,55
$K_{IS} \text{ (g/L)}$	170,5
$C_{E\max} \text{ (gE/L)}$	93,8
n	0,119

Fonte: Adaptado de VELOSO, 2019.

Tabela 3 - Parâmetros e condições experimentais da fermentação em batelada alimentada a 34°C .

Parâmetros	Batelada Alimentada
$F \text{ (L/h)}$	0,280
$t_E \text{ (h)}$	5
$Y_{X/S} \text{ (gx/gs)}$	0,0318
$Y_{E/S} \text{ (gE/gs)}$	0,458
$\mu_{\max} \text{ (h}^{-1}\text{)}$	0,220
$K_S \text{ (g/L)}$	78,55
$K_{IS} \text{ (g/L)}$	170,5
$C_{E\max} \text{ (gE/L)}$	93,8
n	0,119

t_E = tempo de enchimento da alimentação Fonte: Adaptado de VELOSO, 2019.

4.3. Otimização da batelada alimentada

A fim de melhorar os resultados obtidos nas simulações, fez-se a otimização do modelo utilizando um algoritmo genético, *optim_ga* do pacote de dados do *software* Scilab®. O objetivo é encontrar uma vazão ótima de alimentação por meio da maximização da função objetivo, que relaciona a produtividade em etanol, com a concentração de etanol final e o tempo de processo. A função objetivo a ser maximizada está apresentada na Equação 15.

$$P_E = C_{Ef}/t \quad (15)$$

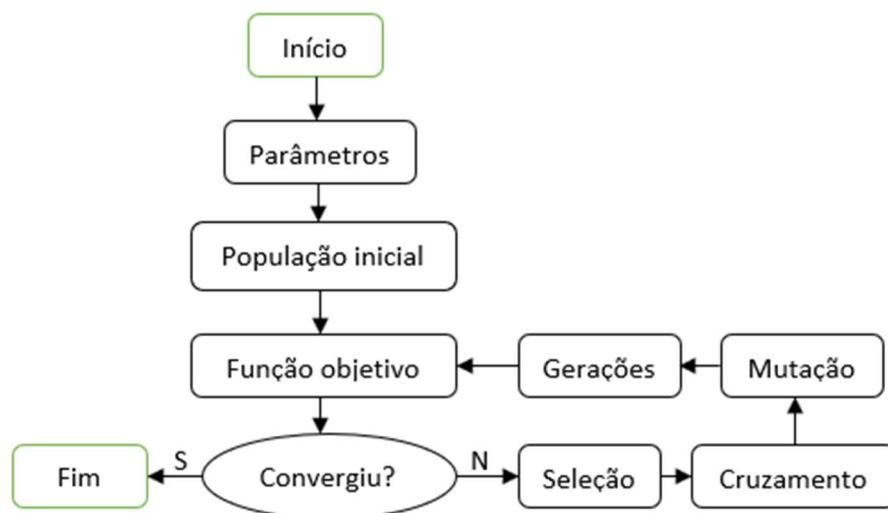
Sendo,

P_E = produtividade volumétrica em etanol ($\text{g.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$)

C_{Ef} = concentração final de etanol (g.L^{-1})

Os algoritmos genéticos são baseados no mecanismo de seleção natural e genética, onde eles serão avaliados de acordo com suas aptidões, levando em conta alguns parâmetros genéticos como tamanho da população, probabilidade de cruzamento, mutação e número de gerações, para realizar as interações, juntamente com a função objetivo, que vai fornecer o mecanismo para avaliar cada indivíduo da população. A Figura 6 ilustra algumas etapas deste tipo de algoritmo genético.

Figura 6 - Fluxograma das etapas de funcionamento de um algoritmo genético.



Fonte: Adaptado de FERREIRA, 2020.

Os parâmetros utilizados na otimização se encontram na Tabela 4.

Tabela 4 - Parâmetros do algoritmo genético.

Parâmetros	Valores
População	100
Taxa de cruzamento	0,7
Taxa de mutação	0,1
Número de gerações	20

Fonte: Adaptado de VELOSO, 2019.

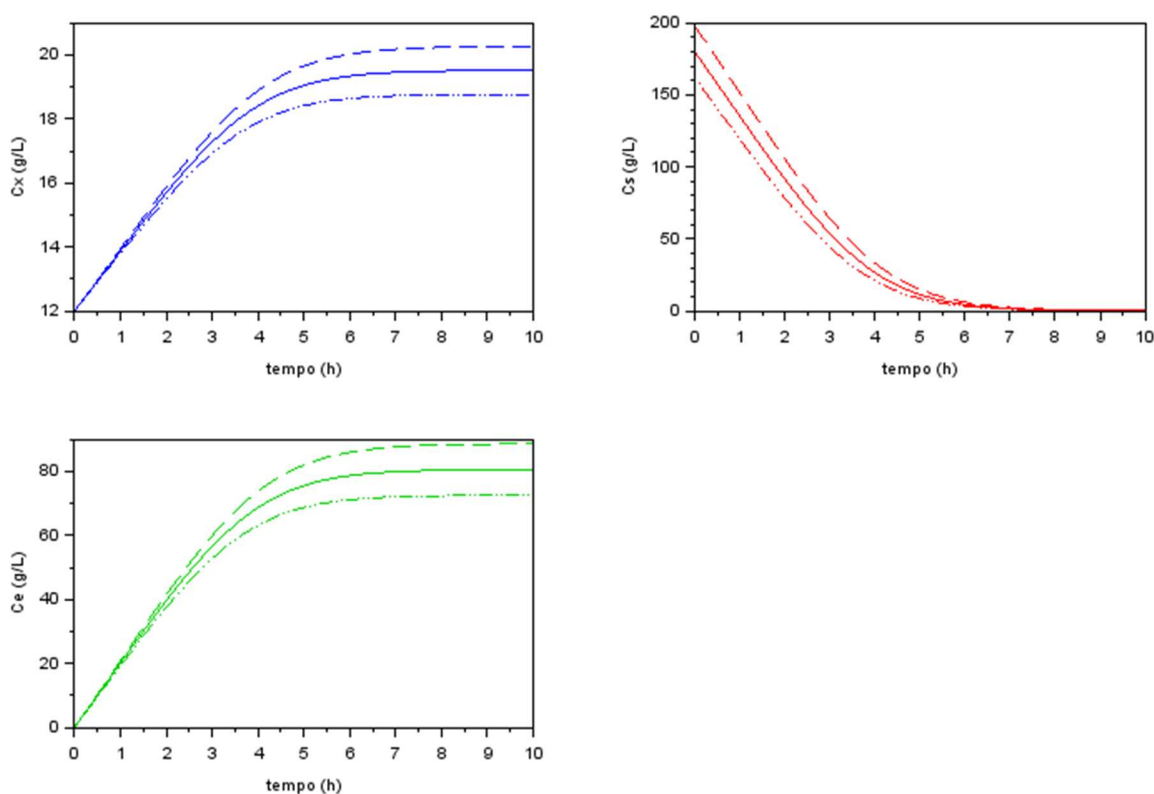
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Simulação do modelo

5.1.1. Simulação em batelada

A Figura 7 apresenta os resultados simulados obtidos dos perfis de concentração de células, substrato e produto, ao longo do tempo, do processo em batelada, para as diferentes variações da concentração de substrato inicial testadas neste trabalho.

Figura 7 – Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol para fermentação em batelada com $C_{S0}=198,0 \text{ g.L}^{-1}$ (---), $C_{S0}=180,0 \text{ g.L}^{-1}$ (—) e $C_{S0}=162,0 \text{ g.L}^{-1}$ (----).



Fonte: Elaborado pelo autor.

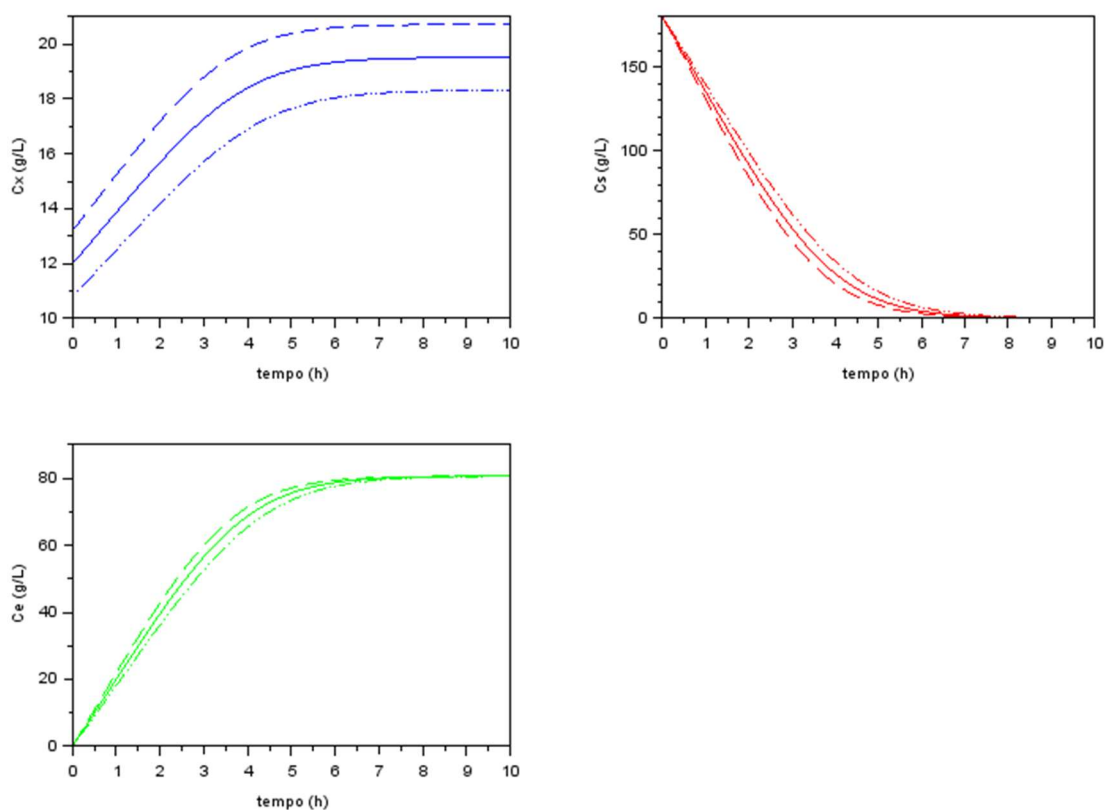
Observa-se que com apenas a alteração da concentração de substrato no mosto, há uma mudança significativa na concentração final de etanol e de células, como também no tempo final de fermentação. Na concentração padrão ($C_{S0}=180,0 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{X0}=12,0 \text{ g.L}^{-1}$) no processo em batelada, os valores finais para concentração de etanol e células são, respectivamente, $C_{Ef}=80,60 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{Xf}=19,52 \text{ g.L}^{-1}$, com o consumo total do substrato com 8h de fermentação. Esses resultados estão de acordo

com os obtidos por VELOSO (2019) que atingiu uma C_{Ef} de $79,2 \text{ g.L}^{-1}$ com 7 h de fermentação. SONEGO et al. (2018), com as mesmas condições experimentais, a concentração máxima de etanol no caldo de fermentação foi de $80,0 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{Xf} = 21,0 \text{ g.L}^{-1}$ com 9 h de fermentação. OLIVEIRA (2006), em seus experimentos em batelada utilizando $C_{S0} = 5 \text{ g.L}^{-1}$, atingiu uma concentração de C_{Ef} de $2,1 \text{ g.L}^{-1}$ em 5 h.

Como aumento de 10% na concentração inicial de substrato ($C_{S0}=198,0 \text{ g.L}^{-1}$), os valores para concentração de etanol e células foram, respectivamente, $C_{Ef}=88,40 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{Xf}=20,25 \text{ g.L}^{-1}$ com o completo consumo de substrato somente após 9 h de fermentação. Já com a diminuição de 10% na concentração de substrato inicial ($C_{S0}=162,0 \text{ g.L}^{-1}$), os valores encontrados foram $C_{Ef}=72,50 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{Xf}=18,76 \text{ g.L}^{-1}$ e o consumo total do substrato por volta de 7h30.

A Figura 8 apresenta os resultados simulados obtidos dos perfis de concentração de células, substrato e produto ao longo do tempo, do processo em batelada para as diferentes variações da concentração inicial de células no mosto.

Figura 8 – Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol, para fermentação em batelada com $C_{X0}=13,2 \text{ g.L}^{-1}$ (---), $C_{X0}=12,0 \text{ g.L}^{-1}$ (—) e $C_{X0}=10,8 \text{ g.L}^{-1}$ (----).



Fonte: Elaborado pelo autor.

Como o aumento de 10% na concentração inicial de substrato, os valores para concentração final de etanol e células foram, respectivamente, $C_{Ef}=80,58 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{Xf}=20,71 \text{ g.L}^{-1}$, e todo o substrato foi consumido após 8 h de fermentação. Com a diminuição de 10% na concentração de substrato no mosto, os valores encontrados foram $C_{Ef}=80,37 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{Xf}=18,30 \text{ g.L}^{-1}$, e o completo consumo de substrato se deu em aproximadamente 9 h. Sendo assim, com apenas a alteração da concentração de células iniciais (C_{X0}), não houve uma variação significativa na concentração final de produto obtida (C_{Ef}), mas sim no tempo de consumo total de substrato e no tempo em que se atingiu o limite de concentração máxima de etanol.

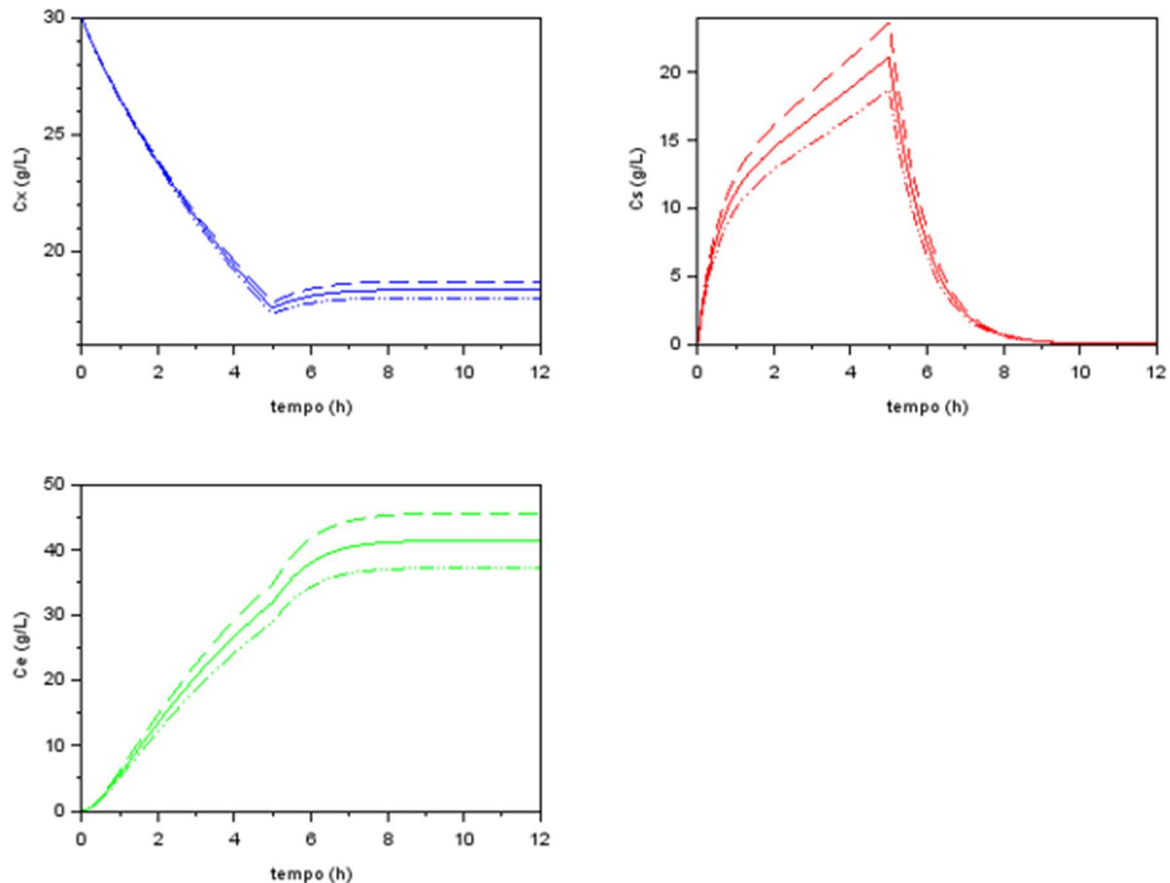
5.1.2. Simulação em batelada alimentada

Seguindo o mesmo procedimento como para a Batelada, as simulações para Batelada alimentada foram realizadas. A Figura 9 ilustram os perfis de concentração ao longo do tempo, resultados obtidos nas simulações em batelada alimentada com alterações apenas na concentração de substrato na alimentação.

Pode-se observar diferenças significativas nos resultados obtidos com as variações somente da concentração de substrato na alimentação, se comparado a concentração padrão. Na fermentação em batelada alimentada, a concentração padrão ($C_{S0} = 180,0 \text{ g.L}^{-1}$) apresentou os valores finais para concentração de etanol e células de, respectivamente, $C_{Ef}=41,50 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{Xf}=18,35 \text{ g.L}^{-1}$, com concentração máxima de substrato acumulado de $21,12 \text{ g.L}^{-1}$, e consumo total do substrato após 11h de fermentação.

Com $C_{S0}=198,0 \text{ g.L}^{-1}$, ou seja, variando C_{S0} em +10 %, a concentração de substrato acumulado na dorna atingiu um valor de cerca de $23,63 \text{ g.L}^{-1}$ no final do enchimento. Pode-se perceber também que a concentração final de etanol foi de $45,65 \text{ g.L}^{-1}$ e a de células de $18,69 \text{ g.L}^{-1}$ com o consumo total do substrato em 12 h. Já com $C_{S0}=162,0 \text{ g.L}^{-1}$, obteve os valores para $C_{Ef}= 37,35 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{Xf}= 18,01 \text{ g.L}^{-1}$, obtendo um acúmulo de $18,70 \text{ g.L}^{-1}$ na concentração de substrato na dorna de fermentação, que foi consumido no final de 11h de processo. Deste modo, esses resultados indicam que maiores valores de C_{S0} indicam valores de C_{Ef} e C_{Xf} , mas com um acúmulo significativo na dorna em 5 h de fermentação.

Figura 9 – Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol para fermentação em batelada alimentada com $C_{S0}=198,0 \text{ g.L}^{-1}$ (---), $C_{S0}=180,0 \text{ g.L}^{-1}$ (—) e $C_{S0}=162,0 \text{ g.L}^{-1}$ (----).



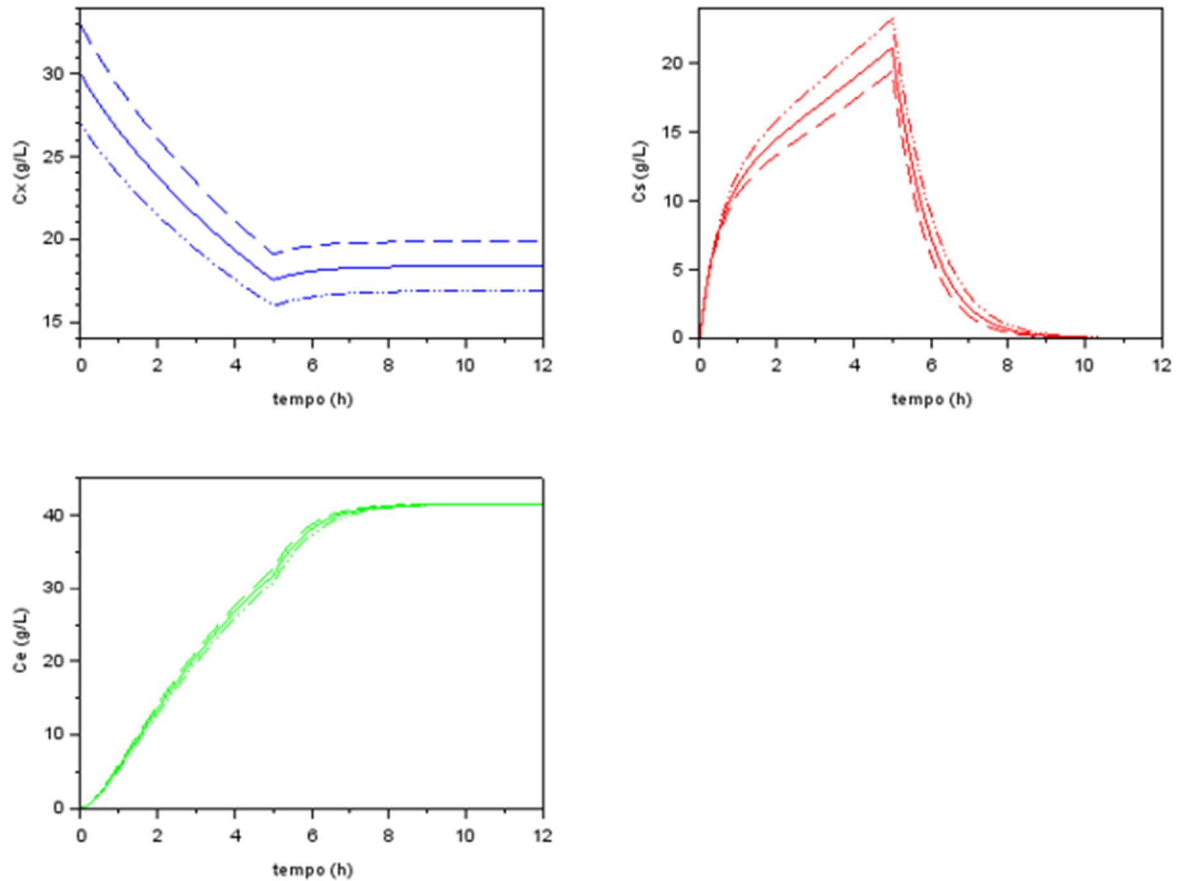
Fonte: Elaborado pelo autor.

A Figura 10 ilustra os perfis de concentração ao longo do tempo obtidos com alterações apenas na concentração de células iniciais, na fermentação em batelada alimentada.

Com o aumento de 10% na concentração inicial de células, o valor da concentração de células obtido no final do processo foi de $19,84 \text{ g.L}^{-1}$ e a concentração máxima de substrato obtida com alimentação foi de $19,39 \text{ g.L}^{-1}$, sendo totalmente consumida após 9h de fermentação. Já com a diminuição de 10%, os valores obtidos foram $C_{xf}=16,86 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{smax}=23,19 \text{ g.L}^{-1}$, o consumo completo do substrato em 10 h de fermentação. Deste modo, pode-se dizer que as simulações em batelada alimentada com a variação da concentração de células iniciais (C_{x0}) não resultou em variações na concentração final de etanol obtido, ou seja, houve variações apenas

nos perfis de concentração celular e de substrato. Considerando as três concentrações iniciais de células, o valor final obtido foi o mesmo de $C_{Ef}=41,50 \text{ g.L}^{-1}$.

Figura 10 – Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol para fermentação em batelada alimentada, com $C_{X0}=33,0 \text{ g.L}^{-1}$ (---), $C_{X0}=30,0 \text{ g.L}^{-1}$ (—) e $C_{X0}=27,0 \text{ g.L}^{-1}$ (-·-·-).

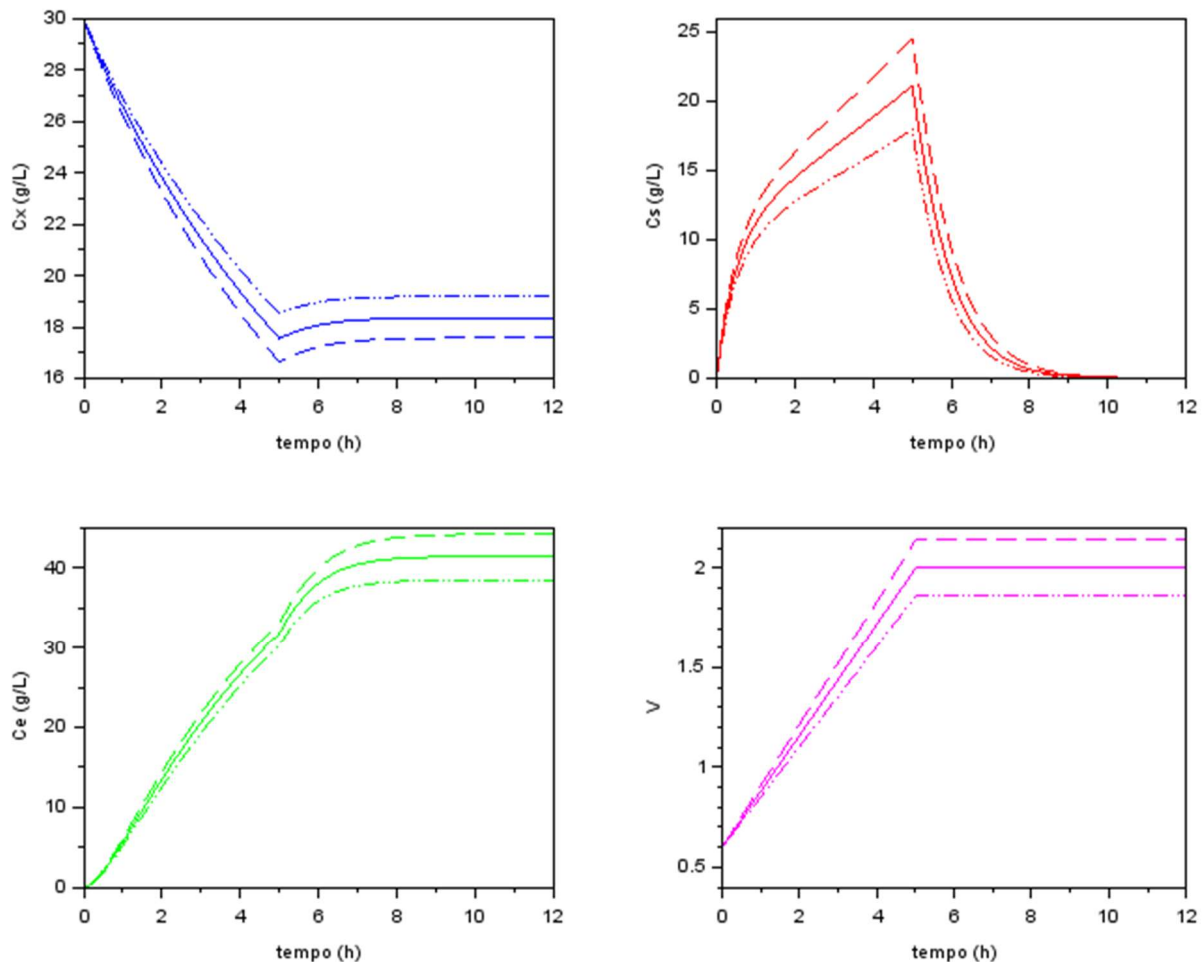


Fonte: Elaborado pelo autor.

Os perfis de concentração ao longo do tempo obtidos apenas com a variação da vazão testadas, no processo de fermentação em batelada alimentada, estão apresentados na Figura 11.

Com os resultados simulados obtidos, é possível observar diferenças significativas entre os perfis de concentração de substrato, células e etanol obtidos utilizando as vazões de 0,308, 0,280 e 0,252 L.h⁻¹.

Figura 11 - Perfis de concentração de células, substrato e etanol para diferentes vazões de alimentação no processo de batelada alimentada, $F=0,308 \text{ L.h}^{-1}$ (---), $F=0,280 \text{ L.h}^{-1}$ (—) e $F=0,252 \text{ L.h}^{-1}$ (-·-·-).



Fonte: Elaborado pelo autor.

Na fermentação com $F=0,308 \text{ L.h}^{-1}$, a concentração de substrato acumulado na dorna atingiu um valor de $C_{S\text{max}} = 24,56 \text{ g.L}^{-1}$ no final do enchimento, obtendo a concentração final de etanol $C_{E\text{f}} = 44,26 \text{ g.L}^{-1}$, e de células $C_{X\text{f}} = 17,57 \text{ g.L}^{-1}$. Enquanto com $F=0,252 \text{ L.h}^{-1}$, a concentração de substrato acumulada foi de $17,96 \text{ g.L}^{-1}$ e as concentrações finais de etanol e células foram $C_{E\text{f}}=38,53 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{X\text{f}}=19,18 \text{ g.L}^{-1}$. O consumo total de substrato presente no biorreator ocorreu em um período próximo a 10 h de fermentação para todas as vazões. No entanto, com a vazão de $0,308 \text{ L.h}^{-1}$ ocorreu o transbordamento do reator em estudo, que tem seu volume útil de 2 L, mostrando que para tal vazão o tempo de enchimento deveria ser menor que 5 h.

Nos três ensaios em batelada alimentada, a concentração de substrato na alimentação do reator aumentou de forma lenta até o final do enchimento, atingindo

baixos valores de acúmulo no reator, apresentando um perfil não condizendo com o comportamento esperado. Com isso foi realizada uma otimização da vazão de alimentação, para maximizar a produção de etanol e também para que o processo de fermentação em batelada alimentada pudesse atingir um estado ideal de comportamento.

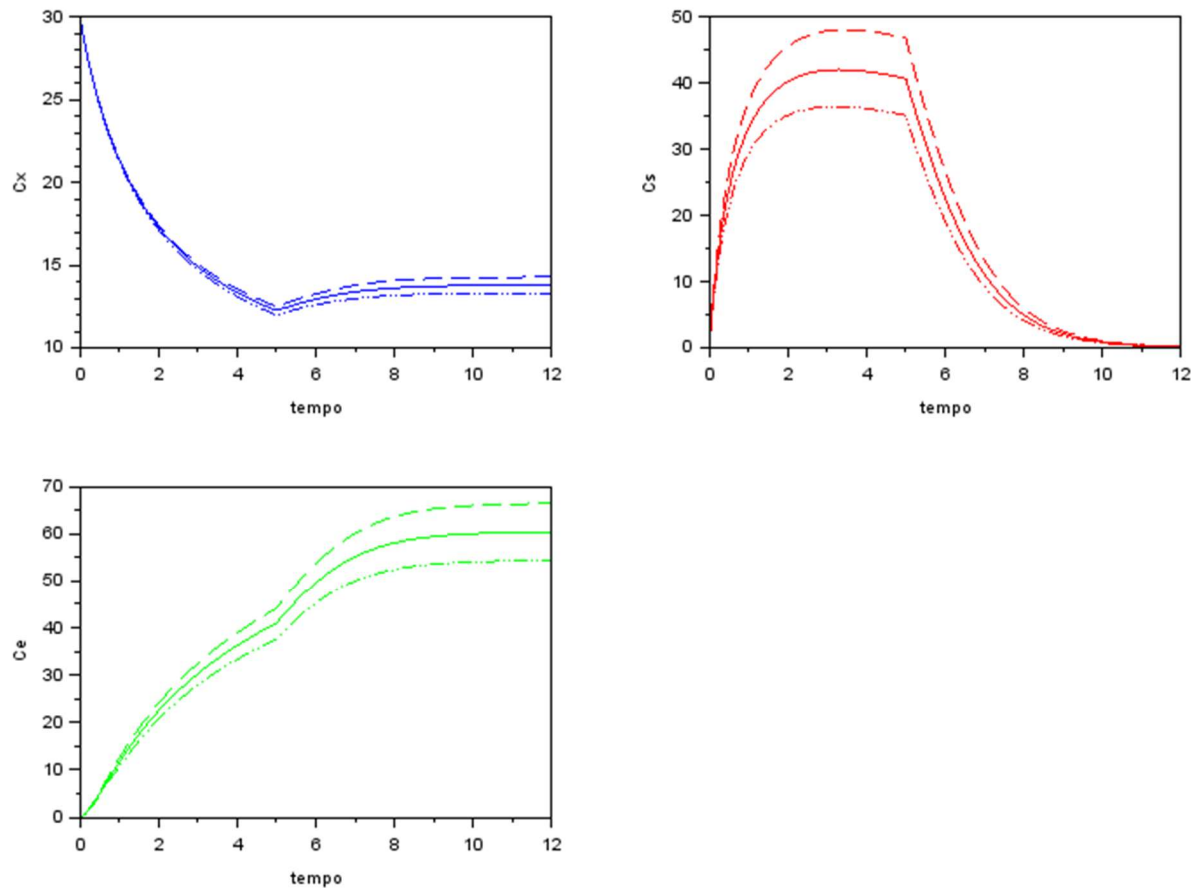
5.2. Batelada alimentada com otimização

Com a otimização foi possível observar que os perfis mudaram, ficando visível que o processo se inicia com uma vazão máxima de alimentação de substrato, até alcançar um equilíbrio que se estende até o final do período de enchimento. A partir desse momento a vazão é mínima, igual a zero, e o modelo se comporta como uma batelada convencional, até alcançar a menor concentração residual de sacarose possível.

Os valores otimizados maximizaram a concentração de substrato acumulada dentro do reator e conseqüentemente a produtividade em etanol. As Figuras 12 e 13 mostram como os perfis para as diferentes concentrações de substrato e célula iniciais ficaram após a otimização.

Com a otimização houve um aumento de aproximadamente 45,6% na produtividade em etanol nas simulações. Os valores de concentração final de etanol e células, modificando apenas a concentração de substrato inicial, quando comparada com concentração padrão foram $C_{EF}=60,41 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{XF}=13,79 \text{ g.L}^{-1}$, e a concentração de substrato acumulado na dorna atingiu o valor de $42,01 \text{ g.L}^{-1}$ no final do enchimento. Com $C_{S0}=198,0 \text{ g.L}^{-1}$, a concentração final de etanol foi de $66,44 \text{ g.L}^{-1}$ e a de células de $14,27 \text{ g.L}^{-1}$, com concentração máxima de substrato alcançada de $48,05 \text{ g.L}^{-1}$, sendo totalmente consumida por volta de 12h de fermentação. Visando observar a influência das variações da concentração de substrato, esta foi reduzida em 10 % do valor padrão, ou seja, quando se utilizou $C_{S0}=162,0 \text{ g/L}$, obteve os valores para $C_{EF}=54,31 \text{ g.L}^{-1}$ e $C_{XF}=13,01 \text{ g.L}^{-1}$, e concentração de substrato acumulada na dorna de $34,69 \text{ g.L}^{-1}$. que foi consumida após 11h de fermentação. Sendo assim, com o aumento de C_{S0} para a fermentação em batelada alimentada com otimização, percebeu-se que não houve uma variação significativa para C_{XF} , mas sim para a produção de etanol e o acúmulo de C_{S0} na dorna com 5 h de fermentação.

Figura 12 – Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol para fermentação em batelada alimentada otimizada, com $C_{S0}=198,0 \text{ g.L}^{-1}$ (---), $C_{S0}=180,0 \text{ g.L}^{-1}$ (—) e $C_{S0}=162,0 \text{ g.L}^{-1}$ (----).

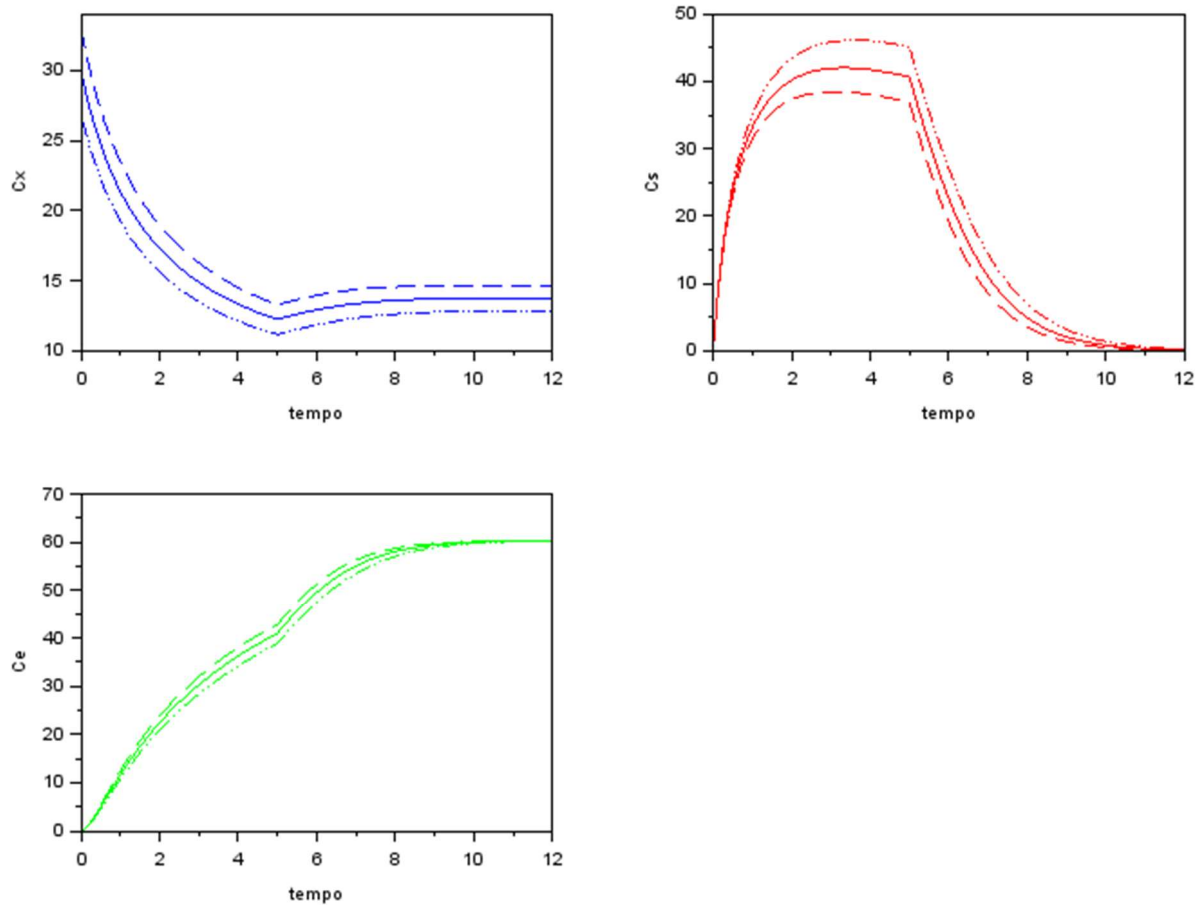


C_x, C_s e C_e (g/L) e tempo (h)

Fonte: Elaborado pelo autor.

Analisando a Figura 13, pode-se perceber que as três concentrações iniciais de células geraram no final do processo o mesmo resultado para a concentração final de etanol, $C_{Ef}=60,44 \text{ g.L}^{-1}$, resultando também em um aumento de aproximadamente 45,6% após a otimização. Para concentração inicial de células de $33,0 \text{ g.L}^{-1}$ os valores de concentração final de células, após a otimização, foi $C_{xf}=14,70 \text{ g.L}^{-1}$, com concentração máxima de substrato obtida na alimentação de $38,49 \text{ g.L}^{-1}$ e tempo de fermentação de 11h. Já com $C_{x0}=27,0 \text{ g.L}^{-1}$, a concentração final de células foi de $12,89 \text{ g.L}^{-1}$ e o acúmulo de substrato na alimentação de $47,61 \text{ g.L}^{-1}$, que foi totalmente consumido em 12h de fermentação.

Figura 13 - Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol para fermentação em batelada alimentada otimizada, com $C_{x0}=33,0 \text{ g.L}^{-1}$ (---), $C_{x0}=30,0 \text{ g.L}^{-1}$ (—) e $C_{x0}=27,0 \text{ g.L}^{-1}$ (----).

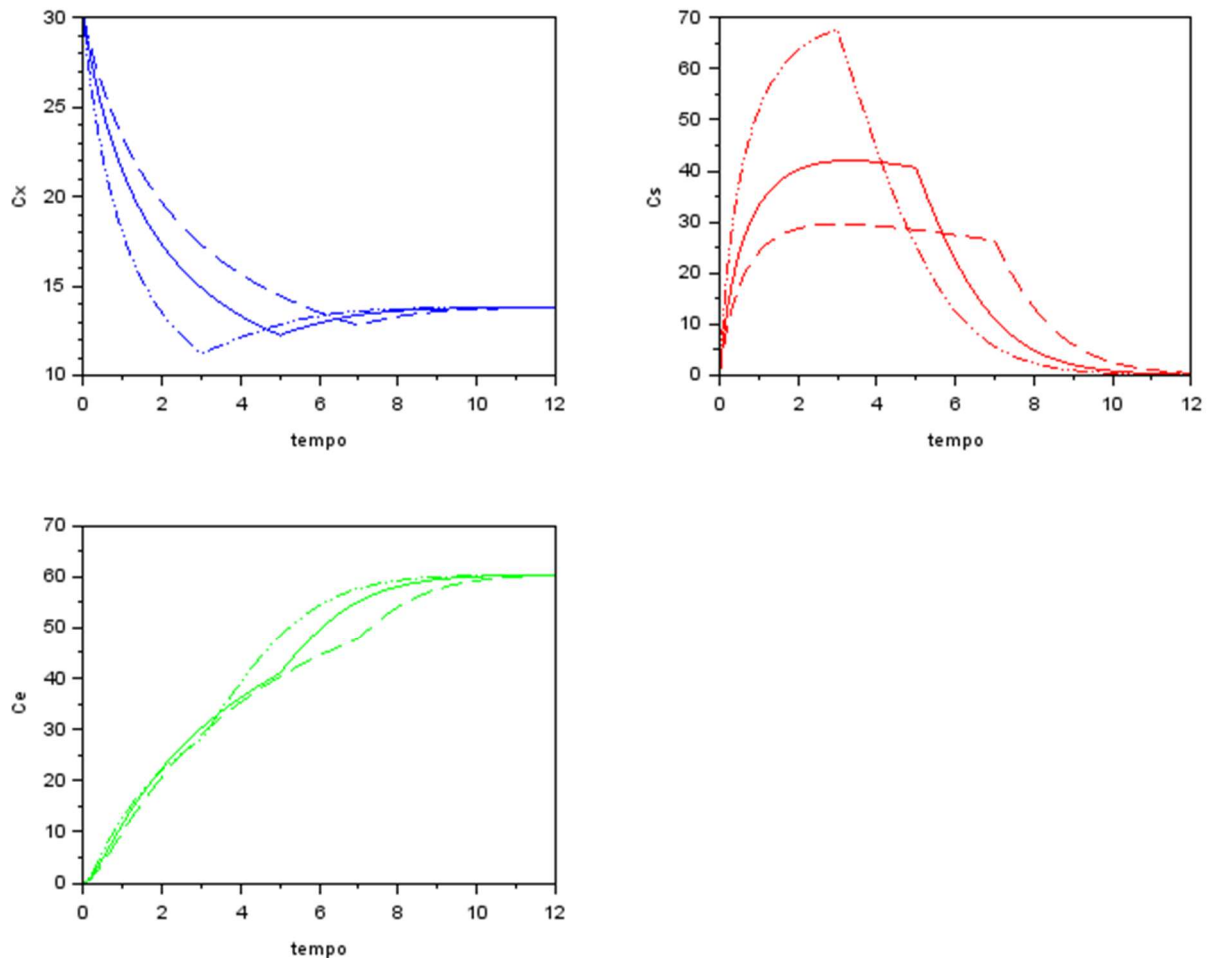


C_x, C_s e C_e (g/L) e tempo(h)

Fonte: Elaborado pelo autor

A Figura 14 mostra os resultados obtidos com os diferentes valores de t_E . A otimização indicou a vazão de alimentação de mosto de $0,467 \text{ L.h}^{-1}$ para o tempo de enchimento de 3 h, $0,280 \text{ L.h}^{-1}$ para o tempo de enchimento de 5 h e $0,200 \text{ L.h}^{-1}$ para o tempo de enchimento de 7 h, a fim de atingir a melhor produtividade em etanol e evitar o transbordamento do reator. Foi realizada uma simulação em batelada alimentada, com concentração de substrato de $180,0 \text{ g.L}^{-1}$ e concentração inicial de células de $30,0 \text{ g.L}^{-1}$ para demonstração da influência do tempo de enchimento.

Figura 14 – Comparação dos perfis de concentração de células, substrato e etanol para fermentação em batelada alimentada otimizada, com $t_E=7$ h (---), $t_E=5$ h (—) e $t_E=3$ h (----).



C_x, C_s e C_e (g/L) e tempo(h)

Fonte: Elaborado pelo autor.

É possível observar que o tempo de enchimento teve mais influência sobre a concentração de substrato acumulada na alimentação e no tempo final de fermentação quando comparada com C_{Ef} e C_{Xf} obtidas em cada um dos tempos testados. Em $t_E=3$ h, a concentração de substrato acumulado no biorreator atingiu um valor de 67,52 g.L⁻¹ no final do enchimento, que foi consumida após 10h de fermentação. Já em 7 h, a concentração máxima de substrato obtida foi de 38,30 g.L⁻¹, que foi consumida após 12h de fermentação. Os valores para concentração final de etanol e célula foram os mesmos nos três tempos testados, ou seja, de $C_{Ef}=60,42$ g.L⁻¹ e $C_{Xf}=13,80$ g.L⁻¹. SONEGO et al. (2019) relata essas mesmas observações utilizando t_E de 3 e 5 h, chegando a um acúmulo na dorna de fermentação de mais de 75 g.L⁻¹ quando se utilizou 5 h de tempo de enchimento.

Em todas as simulações foi possível perceber que os valores de concentração final de etanol obtido nas simulações aumentaram com o aumento da concentração de substrato no mosto. Já o aumento da concentração inicial de células não teve uma influência na concentração final de etanol, mas teve boa influência sobre o tempo de fermentação, com o aumento da concentração inicial de células houve a diminuição do tempo de fermentação. A Tabela 5 mostra um comparativo entre os resultados obtidos para o processo em batelada, batelada alimentada e após a otimização da batelada alimentada.

Tabela 5 - Comparação entre os resultados obtidos em relação a concentração final de etanol e o tempo de fermentação.

Batelada				
	Variação de C_{S0}		Variação de C_{X0}	
	198 g.L⁻¹	162 g.L⁻¹	13,2 g.L⁻¹	10,8 g.L⁻¹
Concentração final de etanol (g.L ⁻¹)	88,40	72,50	80,58	80,37
Tempo final de fermentação (h)	9	7h30	8	9
Batelada Alimentada				
	Variação de C_{S0}		Variação de C_{X0}	
	198 g.L⁻¹	162 g.L⁻¹	33,0 g.L⁻¹	27,0 g.L⁻¹
Concentração final de etanol (g.L ⁻¹)	45,65	37,35	41,50	41,50
Tempo final de fermentação (h)	12	11	9	10
Batelada Alimentada Otimizada				
	Variação de C_{S0}		Variação de C_{X0}	
	198 g.L⁻¹	162 g.L⁻¹	33,0 g.L⁻¹	27,0 g.L⁻¹
Concentração final de etanol (g.L ⁻¹)	66,44	54,31	60,44	60,44
Tempo final de fermentação (h)	12	11	11	12

Fonte: Elaborado pelo autor.

6. CONCLUSÕES

As simulações realizadas, tanto para batelada quanto para batelada alimentada, possibilitaram a representação do modelo de forma adequada, mostrando as características de cada um dos processos e como a mudança de apenas um parâmetro altera a resposta final do sistema. Foi possível simular a influência das variáveis C_{S0} , C_{X0} , F e t_E sobre os perfis de concentração ao longo do tempo e como o processo de modelagem e simulação podem ajudar a definir o melhor cenário para cada processo.

Nas simulações em Batelada, com apenas a alteração da concentração de substrato no mosto, há uma mudança significativa na concentração final de etanol e de células, como também no tempo final de fermentação. Já em relação as simulações em Batelada alimentada, os resultados indicaram que maiores valores de C_{S0} atingiram maiores valores de C_{Ef} e C_{Xf} , mas com um acúmulo significativo na dorna em 5 h de fermentação, enquanto a variação da concentração de células iniciais (C_{X0}) não resultou em variações na concentração final de etanol obtido.

A otimização do processo em batelada alimentada, possibilitou o aumento do acúmulo de substrato durante a alimentação e a concentração de etanol no final da fermentação, resultando em um aumento de 45,6% comparado à concentração final de etanol obtida na fermentação em batelada alimentada simples.

7. BIBLIOGRAFIA

- AIBA, S.; SHODA, M.; NAGATANI, M. Kinetics of product inhibition in alcohol fermentation. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 10, n. 6, p. 845–864, nov. 1968.
- AMORIM, H. V.; BASSO, L. C.; ALVES, D. M. G. Processos de produção de álcool - Controle e monitoramento. Editora **Fermentec**/FEALQ/ESALQ-USP, Piracicaba, SP, p. 103, 1996.
- AMORIM, H. V. Fermentação Alcoólica: Ciência e Tecnologia. Piracicaba. São Paulo, 2005. **Fermentec**, p. 448.
- AMORIM, H. V.; LOPES, M. L.; CASTRO OLIVEIRA, J. V. DE; BUCKERIDGE, M. S.; GOLDMAN, G. H. Scientific challenges of bioethanol production in Brazil. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 91, n. 5, p. 1267–1275, 2011.
- ANDRADE, E. T.; CARVALHO, S. R. G.; SOUZA L. F.. Programa do proálcool e o etanol no Brasil, 2009. **ENGEVISTA**, v.11, n.2, p.127-136, 2009.
- ANDREWS, J. F. A mathematical model for the continuous culture of microorganisms utilizing inhibitory substrates. **Biotechnology and Bioengineering**, v.10,n.6, p.707-723, 1968.
- ANDRIETTA, S. R. **Modelagem, simulação e controle de Fermentação alcoólica contínua em escala industrial**. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1994.
- ATALA, D. I. P.; COSTA, A. C.; MACIEL, R.; MAUGERI, F. Kinetics of Ethanol Fermentation with High Biomass Concentration Considering the Effect of Temperature. **Applied Biochemistry and Biotechnology**, v. 91-93, p. 353-365, 2001.
- BAILEY, J. E., OLLIS, D. F. Biochemical Engineering Fundamentals. Second Edition. New York, 1986.
- BARRETO, T. V.; COELHO, A. C. D. Destilação. In: SANTOS, F.; BORÉM, A.; CALDAS, C. **Cana-de-açúcar: Bioenergia, Açúcar e Etanol**. 2. ed. Viçosa: Ed. Folha Federal de Viçosa, 2012. cap. 17. p. 489-513.
- BIROL, G.; DORUKER, P.; KARDAR, B; ONSAN, Z. I; ULGEN, K. Mathematical description of ethanol fermentation by immobilised *Saccharomyces cerevisiae*. **Process Biochemistry**, v. 33, n. 7, p. 763-771, 1998.
- BORGES, P. C. S. **Otimização dinâmica da fermentação alcoólica no processo em batelada alimentada**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Uberlândia, 2008.
- CARDONA, C. A.; SANCHEZ, O. J. Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities. **Bioresource Technology**. v. 98, p. 2415–2457, 2007.
- CARVALHO, J. C. M.; SATO, S. Fermentação Descontínua. In: SCHMIDELL, W.; LIMA, U. A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W. In: **Biotecnologia Industrial -**

Engenharia Bioquímica. v. 2. Editora Edgard Blucher. São Paulo, cap. 9, p. 193-204, 2001.

CINELLI, B. A. **Produção de etanol a partir da fermentação simultânea à hidrólise do amido granular de resíduo agroindustrial**. 2012. 68 f. Dissertação (Mestrado em engenharia química) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.

COSTA, A.C.; LIMA, E.L. ALVES, T.L.M., Otimização de processos fermentativos em batelada alimentada através da Teoria de Controle Singular. In XI Sinaferm - Simpósio Nacional de Fermentações, 1996.

CONAB. COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. Acompanhamento de safra brasileiro – grãos: safra 2019/2020: Brasília: Companhia Nacional de Abastecimento. Disponível em: <https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/cana> . Acesso em: 15 de jun. 2021.

DIAS, M. O. S. **Simulação do processo de produção de etanol a partir de açúcar e do bagaço visando a integração do processo de maximização da produção de energia e excedentes do bagaço**. 282 p. Dissertação – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

FACCIOTTI, M. C. R. Fermentação Contínua. In: SCHMIDELL, W.; LIMA, U. A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W. In: **Biotecnologia Industrial – Engenharia Bioquímica**. v. 2. Editora Edgard Blucher. São Paulo, cap. 12, p. 223-246, 2001.

FERREIRA, J. H. I. **Um modelo de otimização multiobjetivo aplicado no dimensionamento da capacidade instalada de uma pequena central hidrelétrica**. 214 p. Tese (Doutorado) - Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2020.

GOLDEMBERG, J.; COELHO, S. T.; GUARDABASSI, P. The sustainability of ethanol production from sugarcane. **Energy Policy**, v. 36, n. 6, p. 2086-2097, 2008.

GODOY, A.; AMORIM, H. V.; LOPES, M. L.; OLIVEIRA, A. J. Continuous and batch fermentation processes: Advantages and disadvantages of these processes in the Brazilian ethanol production. **International sugar journal**, v. 110, n. 1311, p. 171–181, 2008.

HAN, K.; LEVENSPIEL, O. Extend Monod Kinetics for Substrate, Product, and Cell Inhibition. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v.32, p.430-437, 1988.

HISS, H. Cinética de processos fermentativos. In: SCHIMIDEL, W., et al. (coord.). **Biotecnologia industrial: Engenharia Bioquímica**. São Paulo: Edgar Bluncher, v. 2, 2001. cap. 6. p. 93-122.

JARZEBSKI, A. B.; MALINOWSKI, J. J.; GOMA, G. Modeling of ethanol fermentation at the high yeast concentration. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 34, n. 9, p. 1225–1290, 2010.

JIN, C. K.; CHIANG, H. L.; WANG, S. S. Steady state analysis of the enhancement in ethanol productivity of a continuous fermentation process employing a protein-phospholipid complex as a protecting agent. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 3, n. 3, p. 249-257, 1981.

KOLB, E. **Vinos de Frutas: Elaboración artesanal e industrial**. Zaragoza: Acribia, 1st, p.280, 2002.

LEE, K. J.; ROGERS, P. L. The fermentation kinetics of ethanol production by *Zymomonas mobilis*. **The Chemical Engineering Journal**, v. 27, n. 6, p. 31-38, 1983.

LEHNINGER, A. L.; NELSON, D. L.; COX, M. M. **Princípio de Bioquímica**. 2 ed. São Paulo: Savier, p. 839, 1995.

LEVENSPIEL, O. Monod equation: a revised and a generalization to product inhibition situations. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 22, n. 8, p. 1671-1687, 1980.

LIMA, R. B. **Processo de clarificação do caldo de cana-de-açúcar aplicando elétrons acelerados**. Dissertação (Mestrado) - Universidade de São Paulo, São Paulo, 2012.

LUONG, J. H. T. Kinetics of Ethanol Inhibition in Alcohol Fermentation. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v.27, p.280-285, 1985.

MAIORELLA, B.; BLANCH, H. W.; WILKE, C. R. By-product inhibition effects on ethanolic fermentation by *Saccharomyces cerevisiae*. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 25, n. 1, p. 103–121, 1983.

MARQUES F. Energia: Balanço Sustentável. **Pesquisa Fapesp**. São Paulo, n. 159, p.30-33, mai. 2009. Disponível em: <https://revistapesquisa.fapesp.br/balanco-sustentavel/> Acesso em: 15 de jun. 2021.

MCNEIL, B.; HARVEY, L. M. Fermentation: a practical approach. 1st. IRL PRESS at Oxford University Press.

MILANEZ, A. Y.; NYKO, D.; GARCIA, J. L. F.; REIS, B. L. S. F. S.. **O déficit de produção de etanol no Brasil entre 2012 e 2015**: determinantes, consequências e sugestões de política. BNDES Setorial, 2012.

MISSAWA, S. K. **Modificação de linhagens industriais de *Saccharomyces cerevisiae* para o aumento da produtividade de álcool e floculação condicional**. Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Campinas, Instituto de Biologia, Campinas, SP. p.144, 2009.

MULCHANDANI, A.; LUONG, J. H. T. Microbial inhibition kinetics revisited. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 11, n. 2, p. 66-73, 1989.

NIGAM, P. S.; SINGH, A. Production of liquid biofuels from renewable resources. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 37, n. 1, p. 52-68, 2011.

OLIVEIRA, J. A. Modelagem Matemática do processo de produção de leveduras de panificação – Um estudo de caso. Dissertação, UFSCar, p. 103, 2006.

SALVATO, F.. **Fermentação de mosto industrial por linhagens de *Saccharomyces cerevisiae* com transportador de sacarose e sobre expressão de invertase interna: estudo comparativo com linhagens com alta e baixa atividade de invertase externa**. Dissertação (Mestrado) - Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz, Piracicaba, 2010.

SANSONETTI, S.; HOBLEY, T.; CALABRÒ, V.; VILLADSEN, J.; SIN, G. A biochemically structured model for ethanol fermentation by *Kluyveromyces marxianus*: A batch fermentation and kinetic study. **Bioresour. Technology**, 102, n. 16, p. 7513–7520, 2011.

SANTOS, L. M. A. **Propostas de melhorias relacionadas ao desperdício de mel no processo de produção de álcool utilizando ferramentas da qualidade**. Itumbiara: ULBRA, 2019.

SAWAKI, R. V.; PARENTE, J. E. C.; ALEXANDRE, A. C.; RIBEIRO, E. F.; NASCIMENTO, R. F. Modelagem e simulação do desempenho de reatores de fluxo contínuo e em batelada no tratamento de efluente têxtil utilizando o software livre python. **Blucher Chemical Engineering Proceedings**, v. 1, n. 3, p. 2648-2654, 2015.

SCHMIDELL, W.; FACCIOTTI, M. C. R.. Biorreatores e Processos Fermentativos. In: SCHMIDELL, W.; LIMA, U. A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W. **Biotecnologia Industrial: Engenharia Bioquímica**. São Paulo: Edgar Blücher, 2001. p. 179-192.

SCHULZ, M. A. **Produção de bioetanol a partir de rejeitos da bananicultura: polpa e cascas de banana**. 103 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos) – Programa de Mestrado em Engenharia de Processos, Universidade da Região de Joinville, Joinville, 2010.

SILVA, C. R. A.; ANDRADE, C. M. G.; SOUZA, A. C.; PANUCI, V. C.; CONCEIÇÃO, W. A. S. COUTINHO, M. R. Controle de nível em tanque através da mescla entre Scilab e Arduino baseado no controle PI. In: III Simpósio Paranaense de Modelagem, Simulação e Controle de Processos. Curitiba, 2018. p. 92-99.

SONEGO, J. L. S.; LEMOS, D. A.; CRUZ, A. J. G.; BADINO, A. C. Optimization of Fed-Batch Fermentation with in Situ Ethanol Removal by CO₂ Stripping. **Energy & Fuels**, v. 32, n. 1, p. 954–960, 2018.

SOUZA, C. S. **Avaliação da produção de etanol em temperaturas elevadas por uma linhagem de *S. cerevisiae***. 136 f. Tese (Doutorado em Biotecnologia) – Interunidades em Biotecnologia USP/ Instituto Butantan IPT, São Paulo, 2009.

STECKELBERG, C. **Caracterização de leveduras de processos de fermentação alcoólica utilizando atributos de composição celular e características cinéticas**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP. 2001.

STREMEL, D. P. **Desenvolvimento de Modelos Estruturados Alternativos para o Processo de Produção de Etanol**. Tese. Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP. 2001.

THATIPALAMA, R.; ROHANI, S.; HILL, G.A. Effects of High Product and Substrate Inhibitions on the Kinetics and Biomass and Product Yields During Ethanol Batch Fermentation. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v.40, p.289-297, 1992.

TOSETTO, G. M. **Influência da matéria-prima no comportamento cinético de levedura na produção de Etanol**. 2002. 95f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2002.

VELOSO I. I. K., RODRIGUES K. C. S., SONEGO J. L. S., CRUZ A. J. G., BADINO A. C., Fed-batch ethanol fermentation at low temperature as a way to obtain highly concentrated alcoholic wines: Modeling and optimization, **Biochemical Engineering Journal**, v. 141, n. 1, p. 60–70, 2019.

VIEGAS, M.C. **Desenvolvimento de um reator de bancada de leito fluidizado para produção de etanol utilizando linhagens de leveduras floculantes.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1999.

WHEALS, A. E.; BASSO, L. C.; ALVES, D. M.; AMORIM, H. V. Fuel ethanol after 25 years. **Trends Biotechnol**, 1999. p. 482–487

WU, L.; LI, Y.; ARAKANE, M.; IKE, M.; WADA, M.; TERAJIMA, Y.; ISHIKAWA, S.; TOKUYASU, K. Efficient conversion of sugarcane stalks into ethanol employing low temperature alkali pretreatment method. **Bioresource Technology**, v. 102, 2011.

ZANARDI, M. S., **Modelagem e simulação da fermentação alcoólica em batelada e contínua com múltiplos reatores em série.** 99 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Federal do Espírito Santo, Alegre, 2016.